Scanned with OKEN Scanner

K. F. PAVLOV • P. G. ROMANKOV • A. A. NOSKOV

EXERCIŢII ŞI PROBLEME
LA CURSUL DE
PROCESE ŞI APARATE DIN TEHNOLOGIA CHIMICĂ

TRADUCERE ADAPTATĂ DIN LIMBA RUSĂ

MINISTERUL ÎNVĂŢĂMÎNTULUI

EDITURA DIDACTICĂ ŞI PEDAGOGICĂ – BUCUREŞTI, 1966

Scanned with OKEN Scanner

PREFAŢĂ

Un rol important în pregătirea studenților la cursul de operații și utilaje din industria chimică îl are rezolvarea exercițiilor și a problemelor. Lucrarea Exerciții și probleme la cursul de procese și aparate din tehnologia chimică *de K. F. Pavlov, P. G. Romankov și A. A. Noskov este o lucrare consacrată în acest domeniu. Ea conține aplicații numerice din capitolele: hidraulică aplicată, pompe, ventilatoare, compresoare, metode hidrodinamice de separare, transmiterea căldurii în aparatura chimică, evaporare și cristalizare, uscare, distilare, rectificare și absorbție, extracție, răcire medie și înaintată.*

La începutul fiecărui capitol sînt date formulele principale de calcul, necesare pentru rezolvarea exercițiilor și problemelor, iar la sfîrșitul unor capitole sînt date exemple de calcul complet al unor aparate caracteristice.

În anexă sînt date cele mai importante tabele, diagrame și nomograme folosite pentru calculul aparaturii chimice. Pentru unele mărimi folosite mai rar se fac trimiteri la literatura tehnică de specialitate.

În carte se folosește sistemul internațional de unități de măsură SI. Acolo unde trecerea la sistemul SI este mai dificilă, datorită tabelelor și diagramelor de calcul, se folosesc, în paralel, și alte sisteme de unități de măsură.

Scanned with OKEN Scanner

În carte s-a folosit notația și nomenclatura utilizată în limba română. Tabelele cu date după GOST au fost înlocuite cu tabele cu date după STAS. Trimiterile din text la manualele tehnice sovietice s-au înlocuit cu trimiteri la manualele tehnice românești.

Cartea se adresează studenților de la facultățile de chimie industrială și similare și poate fi folosită și de inginerii chimiști din producție și din institutele de cercetare și proiectare pentru industria chimică.

Scanned with OKEN Scanner

C U P R I N S

		Pag.
	Notaţii principale	13
	Indicaţii metodice introductive	16
	Mărimi şi dimensiuni	16
	Stabilirea relaţiei dintre diverse unităţi de măsură	19
	Transformarea formulelor de calcul	19
	Indicaţii generale pentru rezolvarea problemelor	23
CAPITOLUL I.		
Bazele hidraulicii	Formule de calcul	25
	Exemple	45
	Probleme	81
CAPITOLUL II.		
Pompe, Ventilatoare, Compresoare	Formule de calcul	89
	Exemple	99
	Probleme	118
CAPITOLUL III.		
Metode hidromecanice de separare. Hidrodinamica stratului fluidizat. Amestecarea în mediu lichid	Formule de calcul	123
	Sedimentarea	123
	Filtrarea	128
	Centrifugarea	133
	Hidrodinamica stratului fluidizat	138
	Amestecarea în mediu lichid	143
	Exemple	146
	Sedimentarea	146
	Filtrarea	153
	Centrifugarea	162
	Fluidizarea	169
	Amestecarea în mediu lichid	175
	Probleme	185
	Exemplu de calcul al unei baterii de cicloane [3—5]	191
	Exemplu de calcul al unui spălător de gaze cu spumă pentru purificarea gazelor de praf [3—6]	192
	Exemplu de calcul al unui filtru de vid cu tobă	197

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL IV.

Transmiterea căldurii în aparatura chimică

Formule generale de calcul 201
Transmiterea căldurii prin convecţie 208
Transmiterea căldurii fără schimbarea stării de agregare 210
Curgerea forţată 210
Curgerea liberă 220
Transmiterea căldurii cu schimbarea stării de agregare 221
Condensarea peliculară a vaporilor 221
Fierberea lichidelor 228
Transmiterea căldurii prin radiaţia termică a corpurilor solide 232
Transmiterea căldurii la contactul direct între fluide 234
Transmiterea căldurii în regim nestaţionar 235
Valorile orientative ale coeficienţilor parţiali şi totali de transmitere a căldurii 237
Exemple 239
Probleme 272
Exemple de calcul al schimbătoarelor de căldură 281

CAPITOLUL V.

Evaporarea. Cristalizarea.

Formule de calcul 308
Exemple 317
Probleme 331
Exemplu de calcul al unei instalaţii de evaporare cu trei corpuri 338

CAPITOLUL VI.

Uscarea

Formule de calcul 345
Exemple 353
Probleme 380
Exemple de calcul al uscătoarelor. Calculul unei camere de uscare cu aer şi recirculaţie 385
Calculul unui uscător cu valţuri 396
Calculul unui uscător tambur 398
Calculul unui uscător dulap cu vid 404
Calculul unui uscător în strat fluidizat pentru clorura de potasiu 412
Calculul unui aparat cu o cameră în strat fluidizat cu funcţionare continuă, pentru uscarea cărbunelui activ AGK-1

CAPITOLUL VII.

Distilarea. Rectificarea. Absorbţia

Formule de calcul 427
Exemple 443
Probleme 479
Exemplu de calcul al unei coloane de rectificare cu talere 485

CAPITOLUL VIII.

Adsorbţia

Formule de calcul 494
Exemple 505
Probleme 520

CAPITOLUL IX.

Extracţia

Formulele şi metodele grafice de calcul 521
Exemple 534
Probleme 558

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL X.

Răcirea moderată şi înaintată

Formule de calcul 562
Exemple 570
Probleme 599
Răspunsuri la probleme 604

ANEXE

Tabele

I. Masa atomică a unor elemente 612
II. Densitatea materialelor solide 613
III. Densitatea cîtorva lichide de la 0° la 20°C 614
IV. Proprietăţile fizice principale ale unor gaze 688
V. Viscozitatea apei 615
VI. Viscozitatea cîtorva soluţii apoase 616
VII. Constantele atomice ale viscozităţii 616
VIII. Corecţii la constantele atomice ale viscozităţii 617
IX. Valoarea $\sqrt{MT_{cr}}$ pentru cîteva gaze 618
X. Coeficientul de frecare λ 618
XI. Pierderile de presiune datorită rezistenţelor locale 618
XII. Coeficienţii rezistenţelor locale 619
XIII. Valorile diametrului echivalent şi ale coeficientului A la diferite secţiuni ale canalului în cazul unui regim de curgere laminar 620
XIV. Ţevi de oţel fără sudură laminate la cald 621
XV. Ţevi din oţel pentru instalaţii 622
XVI. Caracteristica umpluturilor de inele sau de material în bulgări din turnurile de spălare 622
XVII. Caracteristica umpluturilor din lemn 623
XVIII. Dependenţa între criteriile *Re*, *Ar* şi *Ly* pentru particule sferice 623
XIX. Caracteristicile comparative ale cîtorva metode de desprăfuire 624
XX. Dimensiunile principale ale decantoarelor cu funcţionare continuă 624
XXI. Valorile constantelor c şi m pentru diferite tipuri de agitatoare 625
XXII. Tensiunea superficială a lichidelor 625
XXIII. Tensiunea superficială a soluţiilor apoase 626
XXIV. Gradul de negru ε pentru cîteva materiale 627
XXV. Căldura specifică medie a cîtorva materiale solide între 0 şi 100°C 627
XXVI. Căldura specifică medie a cîtorva lichide 628
XXVII. Căldura molară a gazelor la $p = 1$ ata 629
XXVIII. Coeficienţii de conductivitate termică ai cîtorva materiale solide între 0 şi 100°C 629
XXIX. Coeficienţii de conductivitate termică ai soluţiilor apoase 630
XXX. Coeficienţii de conductivitate termică ai gazelor la $p = 1$ ata 631
XXXI. Valorile medii ale conductivităţii termice la pereţii impurificaţi 631
XXXII. Căldura de vaporizare a cîtorva lichide 632
XXXIII. Coeficienţii de dilatare volumică ai apei 632
XXXIV. Coeficienţii de dilatare volumică ai lichidelor 633
XXXV. Numărul de ţevi de pe o placă tubulară dispuse hexagonal sau pe cercuri concentrice 633
XXXVI. Concentraţiile (în % masă) ale cîtorva soluţii apoase, care fierb la presiunea atmosferică la diferite temperaturi 634
XXXVII. Căldura de dizolvare q a cîtorva săruri în apă 635
XXXVIII. Presiunea vaporilor saturaţi de apă la temperaturi de la —20 la 100°C 635

Scanned with OKEN Scanner

XXXIX. Proprietăţile fizice ale apei la presiunea atmosferică..... 636
XL. Temperatura medie şi umiditatea relativă a aerului atmosferic în diferite localităţi ale Republicii Socialiste România.... 637
XLI. Compoziţiile la echilibru ale lichidului şi vaporilor pentru cîteva sisteme binare la $P = 1$ ata..... 638
XLII. Valorile constantei K pentru soluţiile apoase ale cîtorva gaze 639
XLIII. Coeficienţii de difuziune ai gazelor şi vaporilor în aer la $T_0 = 273°K$ şi $p_0 = 1$ ata..... 640
XLIV. Coeficienţii de difuziune ai cîtorva gaze în apă la 20°C..... 640
XLV. Proprietăţile fizice ale vaporilor saturaţi de amoniac..... 641
XLVI. Proprietăţile fizice ale vaporilor saturaţi de difluor-diclormetan (freon-12)..... 641
XLVII. Proprietăţile fizice ale soluţiei de clorură de sodiu la temperaturi joase..... 642
XLVIII. Proprietăţile fizice ale soluţiei de clorură de calciu la temperaturi joase..... 643
XLIX. Căldura specifică a soluţiilor de clorură de sodiu şi clorură de calciu..... 644
L. Proprietăţile fizice ale cîtorva substanţe organice..... 644
LI. Căldura de adsorbţie pe cărbune a cîtorva substanţe organice 645
LII. Gradul de îndepărtare a substanţei extrase la prelucrare consecutivă cu cantităţi egale de solvent proaspăt..... 646
LIII. Gradul de îndepărtare a substanţei extrase la prelucrarea materialului solid în contracurent..... 646
LIV. Proprietăţile vaporilor de apă saturaţi în funcţie de temperatură..... 647
LV. Proprietăţile vaporilor de apă saturaţi în funcţie de presiune 648
LVI. Transformarea unităţilor de măsură dintr-un sistem în altul 650
LVII. Logaritmii zecimali (mantisele)..... 652

Diagrame şi nomograme

I. Nomogramă pentru determinarea viscozităţii lichidelor organice 654
II. Dispunerea ţevilor în formă de hexagon..... 654
III. Dispunerea ţevilor pe cercuri concentrice..... 654
IV. Nomogramă pentru calculul conductelor..... 654
V. Nomogramă pentru determinarea viscozităţii lichidelor..... 655
VI. Nomogramă pentru determinarea viscozităţii gazelor..... 656
VII. Relaţia dintre Eu_{am} şi Re_{am} pentru agitatoare în aparate cu pereţi netezi..... 657
VIII. Coeficienţii $\varepsilon_{\Delta t}$ pentru schimbătoare de căldură cu curenţi paraleli şi încrucişaţi..... 658
IX. Coeficienţii de conductivitate termică a gazelor de ardere.... 658
X. Coeficienţii de conductivitate termică pentru lichide..... 659
XI. Nomogramă pentru determinarea căldurii specifice a lichidelor 660
XII. Nomogramă pentru determinarea coeficientului de schimb de căldură în ţevi drepte la $Re > 10\,000$..... 660
XIII. Valoarea criteriului Pr pentru lichide..... 661
XIV. Nomogramă pentru determinarea produsului $Gr \cdot Pr$ pentru apă..... 662
XV. Nomogramă pentru determinarea lui α la convecţie liberă ($Gr \cdot Pr < 20 \cdot 10^6$)..... 663
XVI. Nomogramă pentru determinarea lui α la convecţie liberă ($Gr \cdot Pr > 20 \cdot 10^6$)..... 665
XVII. Nomogramă pentru determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii la condensarea vaporilor saturaţi .. 667
XVIII. Nomogramă pentru determinarea presiunii vaporilor saturaţi şi a temperaturii de fierbere..... 668

Scanned with OKEN Scanner

XIX. Diagrama liniarității pentru determinarea temperaturii de fierbere (față de apă) 670

XX. Diagrama liniarității pentru determinarea temperaturii de fierbere (față de hexan) 670

XXI. Variația presiunii vaporilor saturați de hexan în funcție de temperatură 671

XXII. Variația căldurii de vaporizare a hexanului în funcție de temperatură 671

XXIII. Creșterea temperaturii de fierbere a soluției apoase la presiunea atmosferică în funcție de concentrație 672

XXIV. Solubilitatea citorva săruri în apă în funcție de temperatură 673

XXV. Curbe de echilibru la $P = 1$ at..... 673

XXVI. Curbe de echilibru la $P = 1$ at (cu azeotrop)..... 673

XXVII. Presiunea vaporilor saturați a citorva lichide organice în funcție de temperatură 674

XXVIII. Presiunea vaporilor saturați a lichidelor organice în funcție de temperatură (lichide nemiscibile cu apă)..... 674

XXIX. Diagrama $I-S$ pentru vapori de apă..... 675

XXX. Diagrama $T-S$ pentru amoniac..... 676

XXXI. Diagrama i — lg p pentru difluor-diclormetan (freon-12) .. 677

XXXII. Diagrama $T-S$ pentru bioxid de carbon..... 678

XXXIII. Diagrama $T-S$ pentru aer..... 679

XXXIV. Diagrama $T-S$ pentru aer (temperaturi înalte)..... 680

Bibliografie 681

Scanned with OKEN Scanner

NOTAŢII PRINCIPALE

Mărimea	Simbolul	Unitatea de măsură în sistemul	
		SI	MKfS şi fără sistem
Căldură consumată	Q	W	kcal/h
Cifra de reflux	R	—	—
Coeficientul de conductivitate termică	λ	W/m · grd	kcal/m · h · grd
Coeficientul de debit	λ	—	—
Coeficientul de difuziune	D	m^2/s	m^2/h
Coeficientul de difuzivitate termică	a	m^2/s	m^2/h
Coeficientul de dilatare volumică	β	grd^{-1}	grd^{-1}
Coeficientul de frecare	λ	—	—
Coeficientul de rezistenţă locală	ζ	—	—
Coeficientul total de transfer de masă	K_x, K_y	$\frac{\text{kmol}^*}{m^2 \cdot h \cdot (\text{unit. forţă motoare})}$	$\frac{\text{kmol}^{**}}{m^2 \cdot h \cdot (\text{unit. forţă motoare})}$
Coeficientul parţial de transfer de masă pentru gaze	k_y	$\frac{\text{kmol}}{m^2 \cdot s \cdot (\text{unit. forţă motoare})}$	$\frac{\text{kmol}}{m^2 \cdot h \cdot (\text{unit. forţă motoare})}$
Coeficientul parţial de transfer de masă pentru lichide	k_x	$\frac{\text{kmol}}{m^2 \cdot s \cdot (\text{unit. forţă motoare})}$	$\frac{\text{kmol}}{m^2 \cdot h \cdot (\text{unit. forţă motoare})}$
Coeficientul frigorific	ε	—	—
Coeficientul parţial de transmitere a căldurii	α	$W/m^2 \cdot grd$	$\frac{\text{kcal}}{m^2 \cdot h \cdot grd}$

* La numărător, cantitatea de substanţă poate fi exprimată în kg. La numitor, unitatea de forţă motoare poate fi exprimată în kmol/kmol, kg/kg, $kmol/m^3$, kg/m^3.

** La numărător, cantitatea de substanţă poate fi exprimată în kgf. La numitor, unitatea de forţă motoare poate fi exprimată în kmol/kmol, kgf/kgf, $kmol/m^3$, kgf/m^3.

Scanned with OKEN Scanner

Mărimea	Simbolul	Unitatea de măsură în sistemul	
		SI	MKfS şi fără sistem
Coeficientul total de transmitere a căldurii	K	$W/m^2 \cdot grd$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$
Concentraţia masică	$\bar{x}$, $\bar{y}$	$\frac{kg\ A}{kg\ (A+B)}$	—
Concentraţia masică volumică	$\bar{C}_x$, $\bar{C}_y$	$\frac{kg\ A}{m^3\ (A+B)}$	—
Concentraţia molară în lichid	x	$\frac{kmol\ A}{kmol\ (A+B)}$	—
Concentraţia molară în vapori	y	$\frac{kmol\ A}{kmol\ (A+B)}$	—
Concentraţia molară volumică	$\bar{C}_x$, $\bar{C}_y$	$\frac{kmol\ A}{m^3\ (A+B)}$	—
Căldura specifică la presiune constantă	c_p	$J/kg \cdot grd$	$kcal/kgf \cdot grd$
Căldura specifică la volum constant	c_v	$J/kg \cdot grd$	$kcal/kgf \cdot grd$
Debitul masic *	G, L, M, W	kg/s	—
Debitul pompei, ventilatorului	Q	m^3/s	m^3/s ; m^3/h
Debitul volumic	V	m^3/s	m^3/s ; m^3/h
Densitatea	ρ	kg/m^3	$kgf \cdot s^2/m^4$
Diametrul	D, d	m	m
Diferenţa de presiune	Δp	N/m^2	kgf/m^2 ; at
Diferenţa de temperatură	Δt	grd	grd
Entalpia	I, i	J/kg	kcal/kgf
Greutatea	G	N	kgf
Greutatea specifică	γ	N/m^3	kgf/m^3
Înălţimea	H, h	m	m
Încărcarea termică	q	W/m^2	$kcal/m^2 \cdot h$
Lăţimea	B, b	m	m
Lungimea	L, l	m	m
Masa molară **	M	kg/kmol	kgf/kmol
Perimetrul	P	m	m
Pierderea de presiune (prin frecare şi rezistenţe locale)	h_p	m	m
Porozitatea	ε	—	—
Presiunea	p	N/m^2	kgf/m^2 ; at
Presiunea dinamică	h_d	m	m
Presiunea statică	h_{st}	m	m
Presiunea totală a unui amestec de gaze	p	N/m^2	kgf/m^2 ; at
Puterea	N	W, kW	$kgf \cdot m/s$

* În sistemul MKfS se foloseşte debitul gravimetric, kgf/s, kgf/h.

** În sistemul MKfS se foloseşte greutatea molară kgf/kmol.

Scanned with OKEN Scanner

Mărimea	Simbolul	Unitatea de măsură în sistemul	
		SI	MKfS şi fără sistem
Randamentul	η	—	—
Rapoarte molare	X, Y	kmol A/kmol B	—
Rapoarte masice	$\overline{X}$, $\overline{Y}$	kg A/kg B	—
Raza	R, r	m	m
Raza hidraulică	r_h	m	m
Secţiunea	S	m^2	m^2
Suprafaţa	A	m^2	m^2
Suprafaţa de sedimentare	S_{sed}	m^2	m^2
Temperatura	T, t, θ	grd ; °K	grd ; °C
Timpul	τ	s	s ; h
Umiditatea aerului	x	kg/kg	kgf/kgf
Umiditatea materialului (raportată la substanţa absolut uscată)	w'	kg/kg	kgf/kgf
Umiditatea materialului (raportată la cantitatea totală)	w	kg/kg	kgf/kgf
Umiditatea relativă a aerului	φ	—	—
Viteza de sedimentare	w_{sed}	m/s	m/s
Viteza fictivă	w_f	$m^3/m^2 \cdot s$	$m^3/m^2 \cdot s$
Viteza medie a curentului	w	m/s	m/s
Viteza unghiulară	ω	rad/s	1/s
Viscozitatea cinematică	ν	m^2/s	m^2/s
Viscozitatea dinamică	η	$N \cdot s/m^2$	$kgf \cdot s/m^2$
Volumul	V	m^3	m^3
Volumul specific	v	m^3/kg	m^3/kgf

Scanned with OKEN Scanner

INDICAȚII METODICE INTRODUCTIVE

Obiectivul lucrărilor practice este de a obișnui pe student cu metodica de calcul și de proiectare a aparaturii chimice prin studierea exercițiilor și prin rezolvarea problemelor concrete.

Prin proiectare se înțelege alegerea tipului și a construcției aparatului și determinarea dimensiunilor lui.

MĂRIMI ȘI DIMENSIUNI

Proiectarea aparaturii chimice se bazează pe date fizico-chimice, care caracterizează diferitele procese chimico-tehnologice industriale.

La calculul aparatelor se folosesc date despre proprietățile fizice ale substanțelor (ca densitatea, greutatea specifică, viscozitatea, lungimea, viteza, puterea, conductivitatea termică și altele). Toate aceste mărimi pot fi măsurate și exprimate în diferite unități.

În 1960, la a XI-a Conferință de măsuri și greutăți, s-a admis sistemul de unități de măsură SI. El servește pentru măsurarea mărimilor mecanice, termice, electrice, luminoase, acustice și a altor mărimi fizice.

De la 1 ianuarie 1963, în Republica Socialistă România, prin STAS 737-62 s-a fixat sistemul SI ca singurul sistem legal în toate domeniile științei și tehnicii.

Unitățile de bază ale sistemului SI sînt: unitatea de lungime — metrul, m; unitatea de masă — kilogramul, kg; unitatea de timp — secunda, s; unitatea de intensitate a curentului electric — amperul, A; unitatea de temperatură termodinamică — gradul Kelvin, °K și unitatea de intensitate luminoasă — candela, cd. În afară de acestea, în STAS sînt prevăzute încă două unități suplimentare geometrice: unitatea de unghi plan — radianul, rad. și unitatea de unghi solid — steradianul, str.

Celelalte unități se obțin din cele fundamentale.

Dimensiunea unităților derivate se determină cu ajutorul ecuațiilor fizice care reflectă legătura dintre mărimi. De exemplu, ca unitate de forță în sis-

Scanned with OKEN Scanner

temul SI s-a admis, după legea a doua a mecanicii, forța care imprimă masei de 1 kg accelerația de 1 m/s². Ea s-a numit newton, N:

$$1\ \mathrm{N} = [1\ \mathrm{kg}]\,\frac{[1\ \mathrm{m}]}{[1\ \mathrm{s}]^2} = 1\left[\frac{\mathrm{kg}\cdot\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}\right].$$

Dimensiunile celor mai importante unități derivate sînt date în tabela LVI (v. anexa).

Împreună cu aceste unități se admite și folosirea unităților din sistemele CGS, MKfS și, de asemenea, a unor unități fără sistem. Enumerarea acestor unități fără sistem se găsește în STAS 739-58 (unități mecanice).

O mărime fizică se poate caracteriza cunoscînd valoarea ei numerică și unitatea de măsură. Este necesar să se facă deosebirea între noțiunea de mărime și cea de dimensiune. Dimensiunea unităților de măsură derivate se determină exprimîndu-le prin dimensiunea unităților de bază, cu ajutorul relațiilor algebrice corespunzătoare. De exemplu, greutatea specifică în sistemul SI și MKS are dimensiunea $\mathrm{N/m^3}$, iar în sistemul MKfS $\mathrm{kgf/m^3}$, densitatea în sistemul SI și în MKS are dimensiunea $\mathrm{kg/m^3}$, iar în sistemul MKfS $\mathrm{kgf\cdot s^2/m^4}$.

Dimensiunea se notează, în general, în paranteză pătrată, de exemplu: densitatea $[\rho] = \left[\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3}\right]$, volumul specific $[v] = \left[\frac{\mathrm{m}^3}{\mathrm{kg}}\right]$.

Condiția cea mai importantă pentru efectuarea unui calcul corect și rapid este cunoașterea exactă a dimensiunilor mărimilor de bază. Practica arată că la rezolvarea problemelor din curs cele mai multe greșeli se datoresc necunoașterii dimensiunilor. De aceea trebuie să se acorde o mare atenție dimensiunilor mărimilor fizice (în diverse sisteme de unități).

Exemplul 1. Să se afle dimensiunea unității de forță în sistemele SI și MKS.

În sistemele de mai sus, unitatea derivată de forță F se stabilește din a doua lege a mecanicii:

$$F = m\,\frac{dw}{d\tau},$$

în care:

m este masa corpului;

$\frac{dw}{d\tau}$ — accelerația mișcării corpului.

Dimensiunile masei și accelerației sînt:

$$[m] = [\mathrm{kg}];\quad \left[\frac{dw}{d\tau}\right] = \left[\frac{m}{\mathrm{s}^2}\right].$$

Prin urmare, dimensiunea unității de forță (newton) va fi:

$$[F] = [m]\cdot\left[\frac{dw}{d\tau}\right] = [\mathrm{kg}]\cdot\left[\frac{m}{\mathrm{s}^2}\right] = \left[\frac{\mathrm{kg}\cdot\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}\right].$$

Exemplul 2. Să se afle dimensiunea viscozității dinamice în sistemele SI și MKfS.

Scanned with OKEN Scanner

Ecuaţia lui Newton pentru forţa de frecare F între straturi de fluid care se mişcă paralel are forma:

$$F = \eta A \frac{dw}{dx},$$

în care:

η este viscozitatea dinamică;
A — suprafaţa de frecare;
$\frac{dw}{dx}$ — gradientul de viteză.

Rezolvînd această ecuaţie în raport cu η, se obţine următoarea dimensiune în sistemul SI:

$$[\eta]_{SI} = \left[\frac{F\,dx}{A\,dw}\right] = \left[\frac{N \cdot s \cdot m}{m^2 \cdot m}\right] = \left[\frac{N \cdot s}{m^2}\right] = \left[\frac{kg \cdot m \cdot s}{s^2 \cdot m^2}\right] = \left[\frac{kg}{m \cdot s}\right].$$

În mod analog se obţine dimensiunea în sistemul MKfS:

$$[\eta]_{MKfS} = \left[\frac{kgf \cdot s}{m^2}\right].$$

Exemplul 3. Să se afle dimensiunea coeficientului de conductivitate termică în sistemul SI şi pentru unitatea fără sistem—caloria.

Pentru un curent de căldură staţionar Q printr-un perete omogen plan se poate scrie:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} A \Delta t,$$

în care:

λ este coeficientul de conductivitate termică;
δ — grosimea peretelui;
A — suprafaţa de transmitere a căldurii;
Δt — diferenţa de temperatură pe ambele laturi ale peretelui.

Rezolvînd această ecuaţie în raport cu λ, se obţine în sistemul SI:

$$[\lambda] = \left[\frac{Q\delta}{A\Delta t}\right] = \left[\frac{Jm}{m^2 s\ grd}\right] = \left[\frac{Wm}{m^2\ grd}\right],$$

iar pentru unitatea fără sistem:

$$[\lambda] = \left[\frac{\frac{kcal}{h} \cdot m}{m^2\ grd}\right] = \left[\frac{kcal\ m}{m^2 h\ grd}\right].$$

STABILIREA RELAȚIEI DINTRE DIVERSE UNITĂȚI DE MĂSURĂ. TRANSFORMAREA FORMULELOR DE CALCUL

Exemplul 1. Să se stabilească relația între unitățile de măsură ale viscozității în sistemele SI, MKS, CGS și MKfS.

Unitățile mecanice în sistemele SI și MKS coincid. De aceea se stabilesc: mai întîi legătura între unitățile viscozității pentru sistemele SI și CGS, apoi pentru CGS și MKfS.

Pentru sistemele SI și CGS:

$$1\left[\frac{N\cdot s}{m^2}\right]_{SI}=1\left[\frac{kg}{m\cdot s}\right]_{SI}=1\cdot\frac{1\,000\cdot g}{100\cdot cm\cdot s}=10\left[\frac{g}{cm\cdot s}\right]_{CGS}=10\left[\frac{dine\cdot s}{cm^2}\right]_{CGS}=$$
$$=10\,.\,P,$$

adică unitatea de viscozitate în sistemul SI este de 10 ori mai mare decît unitatea de viscozitate în sistemul CGS. Analog, pentru sistemul MKfS și CGS se obține:

$$1\left[\frac{kgf\cdot s}{m^2}\right]_{MKfS}=1\,\frac{981\,000\cdot dine\cdot s}{(100\cdot cm)^2}=98{,}1\left[\frac{dine\cdot s}{cm^2}\right]_{CGS}=98{,}1.P.$$

Se vede că unitatea de viscozitate în sistemul MKfS este de 98,1 ori mai mare decît în sistemul CGS. Prin urmare, valoarea numerică a viscozității unei substanțe în sistemul SI și MKS este de 10 ori mai mică decît valoarea numerică a viscozității aceleiași substanțe în sistemul CGS, iar în sistemul MKfS este de 98,1 ori mai mică.

De exemplu, viscozitatea unui lichid este 2 cP. Atunci, în sistemul SI:

$$\eta=2\ cP=\frac{2}{100\cdot 10}\,\frac{N\cdot s}{m^2}=2\cdot 10^{-3}\,\frac{N\cdot s}{m^2},$$

iar în sistemul MKfS:

$$\eta=2\ cP=\frac{2}{100\cdot 9{,}81}\,\frac{kgf\cdot s}{m^2}=\frac{2}{9\,810}\,\frac{kgf\cdot s}{m^2}.$$

Desigur, unitatea de viscozitate în sistemul SI și în MKS este de 1 000 de ori mai mare decît 1 cP, iar în sistemul MKfS de 9 810 ori.

Exemplul 2. Să se compare unitățile fără sistem ale căldurii specifice volumice, ale căror dimensiuni sînt: $\left[\frac{kcal}{m^3\cdot grd}\right]$ și $\left[\frac{cal}{cm^3\cdot grd}\right]$, cu unitatea din sistemul SI cu dimensiunea $\left[\frac{J}{m^3\cdot grd}\right]$:

$$[c_v]=\left[\frac{kcal}{m^3\cdot grd}\right]=\frac{10^3\ cal}{(100\ cm)^3\ grd}=1.10^{-3}\,\frac{cal}{cm^3\cdot grd}\Bigg]$$

$$\frac{kcal}{m^3\cdot grd}=\frac{4\,190\ J}{m^3\cdot grd}=4{,}19\cdot 10^3\,\frac{J}{m^3\cdot grd}.$$

Transformarea arată că unitatea de măsură a căldurii specifice $\left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \cdot \text{grd}}\right]$ este de 1 000 de ori mai mică decît $\left[\frac{\text{cal}}{\text{cm}^3 \cdot \text{grd}}\right]$, ceea ce înseamnă că vom exprima căldura specifică a unei substanţe în $\left[\frac{\text{cal}}{\text{cm}^3 \cdot \text{grd}}\right]$ printr-un număr de 1 000 de ori mai mic.

De exemplu, căldura specifică volumică a aerului va fi egală cu $0{,}3 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3 \cdot \text{grd}}$ sau $0{,}0003 \frac{\text{cal}}{\text{cm}^3 \cdot \text{grd}}$.

Exemplul 3. Să se stabilească relaţii între următoarele unităţi de măsură ale coeficientului de conductivitate termică: $1 \frac{\text{kcal} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}$, $1 \frac{\text{kcal} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}}$, $1 \frac{\text{cal} \cdot \text{cm}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}}$ şi unitatea sistemului SI, $\frac{\text{W} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}$.

Relaţiile între aceste unităţi sînt:

$$1 \frac{\text{kcal} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}} = \frac{1}{3\,600} \frac{\text{kcal} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}} = \frac{1}{3\,600} \frac{1\,000 \text{ cal} \cdot 100 \text{ cm}}{(100 \text{ cm})^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}} = \frac{1}{360} \frac{\text{cal} \cdot \text{cm}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}}$$

$$1 \frac{\text{kcal} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}} = 1 \frac{4\,190 \text{ J} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot 3\,600 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}} = 1{,}163 \frac{\text{J} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}} = 1{,}163 \frac{\text{W} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

De exemplu, coeficientul de conductivitate termică al unei soluţii apoase de 12,5% NaCl la 32°C se poate scrie astfel:

$$\lambda = 0{,}5 \frac{\text{kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}} = \frac{0{,}5}{3\,600} \frac{\text{cal}}{\text{cm} \cdot \text{s} \cdot \text{grd}} = 0{,}00139 \frac{\text{cal}}{\text{cm} \cdot \text{s} \cdot \text{grd}}$$

sau

$$\lambda = 0{,}5 \frac{\text{kcal}}{\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}} = 0{,}5 \cdot 1{,}163 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{grd}} = 0{,}582 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{grd}}.$$

Exemplul 4. Cunoscînd că o livră engleză este egală cu 0,454 kg şi 1°C = = 1,8°F, să se determine relaţia între BTU (unitatea britanică de măsură a căldurii), kcal şi J·1BTU este unitatea de căldură necesară pentru a încălzi o livră de apă cu 1°F. Căldura specifică a apei în sistemul britanic este $c = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb.} \cdot \text{°F}}$.

Relaţia se găseşte cu ajutorul formulei cunoscute:

$$Q = m \; c \; \Delta t,$$

în care:

Q este cantitatea de căldură necesară pentru încălzirea apei;
m — masa apei;
c — căldura specifică a apei;
Δt — diferenţa de temperatură.

Scanned with OKEN Scanner

Întrucît $Q = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb°F}} \cdot 1 \text{ lb} \cdot 1\text{°F} = 1\text{BTU}$

și

$$Q = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot \text{°C}} \cdot 0{,}454 \text{ kg} \cdot \frac{1}{1{,}8} \text{°C} = 0{,}252 \text{ kcal},$$

atunci

$$1\text{BTU} = 0{,}252 \text{ kcal}.$$

Considerînd că $1\text{kcal} = 4\,190$ J, se obține:

$$1\text{BTU} = 0{,}252 \cdot 4\,190 \text{ J} = 1\,055 \text{ J}.$$

Exemplul 5. Să se exprime coeficientul de transmitere a căldurii $K = 50 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F}}$, în $\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}$ și $\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}$.

Cunoscînd că $1\text{BTU} = 0{,}252 \text{ kcal} = 1\,055$ J, $1\text{ft} = 0{,}305$ m, $1\text{°F} = 0{,}56\text{°C} = 0{,}56$ grd, se obține:

$$K = 50 \frac{0{,}252 \text{ kcal}}{(0{,}305 \text{ m})^2 \cdot \text{h} \cdot 0{,}56 \text{ grd}} = 50 \cdot 4{,}88 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}} = 244 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}$$

$$K = 50 \frac{1\,055\text{J}}{(0{,}305 \text{ m})^2 \cdot 3\,600 \text{ s} \cdot 0{,}56 \text{ grd}} = 50 \cdot 5{,}6 \frac{\text{J}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{grd}} = 280 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

Exemplul 6. Să se calculeze criteriul Reynolds în sistemele SI și MKfS pentru apa care curge în regim staționar printr-o conductă cu $d \times s = 35 \times 2{,}5$ mm, cu viteza medie de 1m/s la temperatura constantă de 20°C.

Se știe că: $Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\eta}$,

în care:

w este viteza curentului;
d — lungimea caracteristică (aici diametrul interior al conductei);
ρ — densitatea;
η — viscozitatea dinamică.

Pentru apă la 20°C:

$$\rho = 1\,000 \text{ kg/m}^3; \quad \eta = 1\text{cP}.$$

Pentru determinarea valorii criteriului Re, toate mărimile trebuie exprimate în același sistem de unități.

În SI:

$$Re = \frac{1 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0{,}03 \text{ m} \cdot 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0{,}001 \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}} = 30\,000 \frac{\frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \text{m} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{\frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{s}^2} \cdot \frac{\text{s}}{\text{m}^2}} = 30\,000.$$

În sistemul MKfS:

$$Re = \frac{1\ \frac{m}{s} \cdot C\ 33\ m \cdot \frac{1\,000}{9{,}81}\ \frac{kgf \cdot s^2}{m^4}}{\frac{1}{9\,810}\ \frac{kgf \cdot s}{m^2}} = 30\,000.$$

După cum se vede, criteriul *Re* este fără dimensiune și, prin urmare, valoarea lui nu depinde de sistemul de unități de măsură ales.

Exemplul 7. Să se transforme, pentru aplicarea sistemului SI, formula de calcul pentru determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii α la vapori saturați care condensează pe pereți verticali:

$$\alpha = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{r\gamma^2\lambda^3 \cdot 3\,600}{\eta \cdot \Delta t \cdot H}}, \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]$$

în care:

- r este căldura latentă de condensare, în kcal/kgf;
- γ — greutatea specifică a condensatului, în kgf/m³;
- λ — coeficientul de conductivitate termică al condensatului, în kcal/m·h·grd;
- η — viscozitatea dinamică, în kgf · s/m²;
- Δt — diferența între temperaturile vaporilor și peretelui, în grd;
- H — înălțimea peretelui vertical, în m.

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii în sistemul SI se exprimă în $\frac{W}{m^2 \cdot grd}$. Între această unitate și cea de plecare, $\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$, există relația:

$$1\ \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd} = 1{,}163\ \frac{W}{m^2 \cdot grd}.$$

Spre a menține pentru coeficientul α valoarea numerică corespunzătoare expresiei $1\ \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$, trebuie înmulțită valoarea coeficientului în noile unități cu $\frac{1}{1{,}163}$. În mod analog este necesar să se introducă factorii corespunzători pentru fiecare mărime a părții din dreapta a ecuației. La factorul pentru căldură latentă de condensare r, trebuie să se aibă în vedere că coeficientul $4\,190\ \frac{J}{kg} \Big/ \frac{kcal}{kgf}\left(1\ \frac{kcal}{kgf} = 4\,190\ \frac{J}{kg}\right)$ are dimensiunea $\left[\frac{\text{forță}}{\text{masă}}\right]$, adică dimensiunea unei accelerații, care în sistemele considerate dă m/s². Mai

departe, folosind relațiile: $1 kgf/m^3 = 9{,}81\ N/m^3$, $g = 9{,}81\ m/s^2$, $1\ \frac{kcal}{m \cdot h \cdot grd} = 1{,}163\ \frac{W}{m \cdot grd}$ și $1\ \frac{kgf \cdot s}{m^2} = 9{,}81\ \frac{N \cdot s}{m^2}$, se obține:

$$\alpha \frac{1}{1{,}163} = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{\left(r \frac{1}{4\,190 \frac{m}{s^2}}\right)\left(\gamma \frac{1}{9{,}81}\right)^2 \cdot \left(\lambda \frac{1}{1{,}163}\right)^3 \cdot 3\,600}{\left(\eta \frac{1}{9{,}81}\right)(\Delta t \cdot 1) \cdot (H \cdot 1)}}$$

$$\alpha = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{1{,}163^4 \cdot 9{,}81 \cdot 3\,600}{4\,190 \cdot 9{,}81^2 \cdot 1{,}163^3 \frac{m}{s^2}} \cdot \frac{r\gamma^2 \cdot \lambda^3}{\eta \Delta t \cdot H}} = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{r \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3 \cdot g}{\eta \Delta t \cdot H}} \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right].$$

Formula obținută este corectă pentru determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii α în unitățile sistemului SI. În această formulă, ca și în cea de la care s-a plecat, coeficientul 1,15 este adimensional.

INDICAȚII GENERALE PENTRU REZOLVAREA PROBLEMELOR

În scopul rezolvării problemelor, trebuie să se execute schema de construcție, să se stabilească notațiile tuturor dimensiunilor și mărimilor, să se indice direcția de mișcare cu săgeți și să se cunoască în amănunt condițiile de funcționare a instalației. Apoi, trebuie să se noteze toate datele problemei și să se verifice omogenitatea unităților. Se scrie ecuația principală pentru calcul și se stabilește metoda de rezolvare defalcînd problema într-o serie de probleme parțiale. Se scriu apoi constantele necesare în calcul.

După înlocuirea valorilor numerice în ecuațiile de calcul, este necesar să se verifice dacă înlocuirea a fost bine făcută și numai după aceea se trece la efectuarea calculului aritmetic.

Rezultatul problemei trebuie să fie însoțit de aprecieri critice referitoare la corespondența acestuia cu condițiile practice de funcționare a instalației calculate sau a aparatului.

Se recomandă ca rezolvarea problemelor să se facă în mod general și apoi să se analizeze rezultatele obținute, arătîndu-se influența diverșilor factori care intră în condițiile problemei.

Calculele aritmetice auxiliare trebuie să se facă pe partea din stînga a caietului în care se rezolvă problema.

Expunerea clară, mersul sistematic al calculelor, notațiile corecte sînt condiții a căror neglijare duce la pierdere de timp, atît pentru student, cît și pentru profesor.

Însușirea obișnuinței de calcul este unul din scopurile principale ale cursului. Precizia în calculele inginerești obișnuite este de $\sim 5\%$.

Cunoașterea calculelor cu rigla este absolut necesară.

În timpul seminariilor, studenții trebuie să învețe să folosească manualele de bază care conțin rezultatele experiențelor unui mare număr de cercetători și proiectanți. Aceste lucrări sînt: *Manualul chimistului*, *Manualul inginerului chimist*, precum și STAS-urile și cataloagele.

Scanned with OKEN Scanner

Este absolut necesar ca studentul să ştie să găsească diversele constante şi mărimi în manualele amintite şi să le compare şi cu alte date (de exemplu, valoarea viscozităţii aerului din manual şi din nomogramă).

În sfîrşit, studentul trebuie să înveţe să determine valorile diferitelor mărimi cu ajutorul diagramelor şi să analizeze mersul procesului într-un anumit sistem de coordonate (de exemplu, procesul de uscare în coordonate $I - x$, ciclul de răcire cu diagrama $T-S$ etc.).

Pentru a putea folosi mai bine acest curs este bine ca studentul să aibă două caiete: primul pentru seminarii şi al doilea pentru lucrările de acasă, care se va folosi la rezolvarea problemelor, desenarea schiţelor aparatelor mai importante şi a detaliilor lor. Este bine să se rezerve 2—3 pagini pentru notarea simbolurilor întîlnite cel mai des (ω — viteza de curgere, d — diametrul conductei, τ — timpul etc.) şi a formulelor principale care trebuie memorizate (ecuaţia debitului $V_s = S \cdot \omega$, formula consumului de energie pentru transportul lichidelor $N = V_s \frac{\Delta p}{\eta}$, ecuaţia de transmitere a căldurii $A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t}$ etc.).

Capitolul I

BAZELE HIDRAULICII

FORMULE DE CALCUL

1. Relaţia dintre greutatea specifică γ şi densitatea ρ este:

$$\gamma = \rho g \qquad (1-1)$$

în care

g este acceleraţia căderii libere.

Dimensiunile mărimilor care intră în formulă sînt indicate în tabela 1—1.

Tabela 1—1

Mărimea	Unităţi de măsură în sistemele		
	SI	CGS	MKfS
Greutatea specifică γ	$\frac{N}{m^3}$	$\frac{dine}{cm^3} = \frac{g}{cm^2 \cdot s^2}$	$\frac{kgf}{m^3}$
Densitatea ρ	$\frac{kg}{m^3}$	$\frac{g}{cm^3}$	$\frac{kgf \cdot s^2}{m^4}$
Acceleraţia căderii libere g	$\frac{m}{s^2}$	$\frac{cm}{s^2}$	$\frac{m}{s^2}$

Relaţiile unităţilor greutăţii specifice în diverse sisteme:

$$1\ \frac{N}{m^3} = \frac{1}{9{,}81}\ \frac{kgf}{m^3} = 0{,}1\ \frac{dine}{cm^3}.$$

Pentru că în sistemul SI s-a admis ca unitate de masă (kg) masa unui etalon (a unui dm^3 de apă), iar în sistemul MKfS ca unitate de forţă (kgf),

s-a luat greutatea aceluiași etalon, atunci masa M a unui corp oarecare, exprimată în unități ale sistemului SI, adică în kg, este egală numeric cu greutatea G a acelui corp exprimată în unitățile sistemului MKfS, adică în kgf:

$$M_{SI} = G_{MKfS}.$$

Prin urmare, densitatea exprimată în unitățile sistemului SI (kg/m³) este egală numeric cu greutatea specifică exprimată în unitățile sistemului MKfS (kgf/m³):

$$\rho_{SI} = \gamma_{MKfS}.$$

2. Densitatea relativă (sau greutatea specifică relativă) d se numește raportul densității (sau al greutății specifice) corpului la densitatea (sau greutatea specifică) apei. Se scrie formula (1—1) pentru un corp oarecare:

$$\rho = \frac{\gamma}{g}$$

și pentru apă:

$$\rho_a = \frac{\gamma_a}{g}.$$

Împărțind prima ecuație prin a doua, se obține:

$$\frac{\rho}{\rho_a} = \frac{\gamma}{\gamma_a} = d,$$

de unde:

$$\rho = d \cdot \rho_a; \quad \gamma = d \cdot \gamma_a.$$

Ecuațiile obținute sînt valabile pentru orice sistem de unități de măsură. Prima ecuație se folosește la calculul densității în sistemul SI, iar a doua la calculul greutății specifice în sistemul tehnic.

În sistemul tehnic $\gamma_a = 1\,000$ kgf/m³; de aceea greutatea specifică a corpului este:

$$\gamma = 1\,000\, d \qquad [\text{kgf/m}^3] \qquad (1\text{-}2)$$

În sistemul SI densitatea apei $\rho_a = 1\,000$ kg/m³, prin urmare, densitatea corpului este:

$$\rho = 1\,000\, d \qquad [\text{kg/m}^3] \qquad (1\text{-}3)$$

3. Pe baza ecuației lui Clapeyron, densitatea unui gaz oarecare poate fi calculată cu formula:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 \cdot p}{T \cdot p_0} = \frac{M}{22{,}4} \cdot \frac{273p}{T \cdot p_0} \qquad [\text{kg/m}^3] \qquad (1\text{-}4)$$

în care:

$\rho_0 = \frac{M}{22{,}4}$ kg/m³ este densitatea gazului în condiții normale (0°C și 760 mm Hg);

M — masa molară a gazului, în kg/kmol;

T — temperatura absolută, în °K.

Presiunile p și p_0 trebuie să fie exprimate în aceleași unități.

Densitatea unui amestec de gaze este:

$$\rho_{am} = n_1 \rho_1 + n_2 \rho_2 + \ldots,$$

în care:

$n_1, n_2, \ldots$ sînt părți în volume ale componenților în amestecul gazos;

$\rho_1, \rho_2, \ldots$ — densitățile corespunzătoare ale componenților.

Ecuația lui Clapeyron pentru un kmol este:

$$pv_m = R \cdot T,$$

în care:

p este presiunea gazului, în $\frac{N}{m^2}$;

v_m — volumul ocupat de 1kmol de gaz, m³/kmol;

$R = 8{,}31 \cdot 10^3$ J/kmol·grd — constanta gazelor;

T — temperatura absolută în °K.

Dacă presiunea se exprimă în kgf/m², atunci constanta gazelor are valoarea:

$$R = 848 \text{ kgf·m/kmol·grd}.$$

4. Presiunea p are dimensiunile:

$$[p]_{SI} = \left[\frac{N}{m^2}\right] = \left[\frac{kg}{s^2 \cdot m}\right]$$

$$[p]_{MKfS} = \left[\frac{kgf}{m^2}\right]$$

$$[p]_{CGS} = \left[\frac{dine}{cm^2}\right] = \left[\frac{g}{s^2 \cdot cm}\right]$$

Presiunea unei coloane de lichid de înălțime h, în m, pentru densitatea lichidului ρ este:

$$p = h \rho g. \qquad (1\text{-}5)$$

Plecînd de la această ecuație se obțin următoarele relații între unitățile de presiune:

$$1 \text{ at} = 1 \text{ kgf/cm}^2 = 10\,000 \text{ kgf/m}^2 = 9{,}81 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 10\,000 \text{ mm } H_2O = 735 \text{ mm Hg};$$

$$1 \text{ mm } H_2O = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{10^4} = 9{,}81 \text{ N/m}^2;$$

$$1 \text{ mm Hg} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{735} = 133{,}3 \text{ N/m}^2;$$

$$760 \text{ mm Hg} = 10\,330 \text{ mm } H_2O = 10\,330 \text{ kgf/m}^2 = 1{,}033 \text{ kgf/cm}^2 = 101{,}3 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2 = 101{,}3 \text{ kN/m}^2.$$

Scanned with OKEN Scanner

5. Ecuația fundamentală a hidrostaticii este:

$$p = p_0 + h\rho g, \tag{1-6}$$

în care:

p este presiunea hidrostatică la adîncimea h de la suprafața lichidului, în N/m^2;
p_0 — presiunea la suprafața lichidului, în N/m^2.

6. Forța dată de presiunea unui lichid pe un perete plan este:

$$P = (p_0 + h\rho g)\, A \qquad [N], \tag{1-7}$$

în care:

p_0 este presiunea la suprafața lichidului, în N/m^2;
h — adîncimea la care se află centrul de greutate al peretelui sub nivelul lichidului, în m;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m^3;
A — suprafața peretelui în m^2;
g — 9,81 m/s^2 — accelerația căderii libere.

7. Viscozitatea dinamică η are dimensiunile:

$$[\eta]_{SI} = \left[\frac{N \cdot s}{m^2}\right] = \left[\frac{kg}{m \cdot s}\right]$$

$$[\eta]_{MKfS} = \left[\frac{kgf \cdot s}{m^2}\right]$$

$$[\eta]_{CGS} = \left[\frac{dine \cdot s}{cm^2}\right] = \left[\frac{g}{cm \cdot s}\right].$$

Unitatea de viscozitate în sistemul CGS, egală cu $1 \frac{g}{cm \cdot s}$, se numește poise (P). Adesea viscozitatea se exprimă în centipoise (cP). Relațiile între unitățile viscozității sînt:

$$1 \frac{N \cdot s}{m^2} = 1 \frac{kg}{m \cdot s} = 10\ P = 1\,000\ cP = \frac{1}{9{,}81} \cdot \frac{kgf \cdot s}{m^2};$$

$$1 \frac{kgf \cdot s}{m^2} = \frac{981\,000\ dine \cdot s}{10\,000\ cm^2} = 98{,}1\ P = 9\,810\ cP;$$

$$1 \frac{kgf \cdot s}{m^2} \approx 10^4\ cP;$$

$$1 \frac{kgf \cdot s}{m^2} \approx 10 \frac{N \cdot s}{m^2}.$$

Viscozitatea cinematică ν este legată de viscozitatea dinamică η prin relația:

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} = \frac{\eta \cdot g}{\gamma}. \qquad \left[\frac{m^2}{s}\right] \tag{1-8}$$

Scanned with OKEN Scanner

Viscozitatea cinematică ν este legată de viscozitatea exprimată în grade convenţionale (VC) prin relaţia:

$$\nu_t = 7{,}4\ VC_t,$$

în care:

VC_t este viscozitatea convenţională la temperatura t, grd VC;
ν_t — viscozitatea cinematică, cSt.

8. Valoarea viscozităţii lichidelor la diverse temperaturi se poate determina după nomograma dată în figura V (v. anexa). În lipsa datelor experimentale, viscozitatea multor lichide organice la 20°C se poate calcula aproximativ cu ajutorul următoarei formule empirice:

$$\lg\ (\lg\ \eta) = K\frac{d}{M} - 2{,}9, \qquad (1\text{-}9)$$

în care:

η este viscozitatea lichidului la presiunea atmosferică şi 20°C, milipoise;
d — densitatea relativă a lichidului;
M — masa molară;
K — constantă care depinde de structura moleculară a lichidului, egală cu:

$$K = \Sigma An + \Sigma p;$$

A — numărul de atomi de acelaşi fel din molecula compusului organic;
n — valoarea numerică a constantei atomice;
p — corecţia pentru gruparea chimică şi caracterul legăturii dintre atomi.

Constantele atomice n sînt date în tabela VII, iar valorile numerice ale corecţiilor p în tabela VIII.

Calculul viscozităţii cu formula (1-9) se face mai uşor cu ajutorul nomogramei din figura 1. Pentru aceasta trebuie să se determine mai întîi valoarea lui y cu ajutorul ecuaţiei:

$$y = K\frac{d}{M} - 2{,}9.$$

Pentru valorile pozitive ale lui y se foloseşte scara din dreapta, iar pentru valorile negative, scara din stînga. La fiecare valoare a lui y corespunde o anumită valoare pentru viscozitatea lichidului în centipoise (la 20°C), care, înmulţită cu 10^{-3} dă valoarea în $\frac{N \cdot s}{m^2}$.

9. Pentru determinarea viscozităţii gazelor la diferite temperaturi se poate folosi nomograma dată în figura VI.

Viscozitatea amestecurilor de gaze se poate calcula cu formula aproximativă:

$$\frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \frac{m_1 M_1}{\eta_1} + \frac{m_2 M_2}{\eta_2} + \ldots, \qquad (1\text{-}10)$$

în care:

M_{am}, M_1, M_2 ... sînt masele molare ale amestecului de gaze și ale diferiților componenți;
η_{am}, η_1, η_2... — viscozitățile corespunzătoare;
m_1, m_2 ... — procentele, în volume, ale componenților din amestec.

Pentru calculul viscozității unui amestec de gaze se folosește de asemenea următoarea formulă empirică, verificată pentru o serie de amestecuri de gaze ca, de exemplu, gaz de cocserie, gaz de generator etc., la presiunea atmosferică:

$$\eta_{am} = \frac{m_1\sqrt{M_1 T_{cr_1}\,\eta_1} + m_2\sqrt{M_2 T_{cr_2}\,\eta_2} + \dots}{m_1\sqrt{M_1 T_{cr_1}} + m_2\sqrt{M_2 T_{cr_2}} + \dots}, \qquad (1\text{-}11)$$

în care:

η_{am} este viscozitatea amestecului la temperatura t;
η_1, η_2 — viscozitatea componenților la temperatura t;
m_1, m_2 — procente, în volume, ale componenților;
M_1, M_2 — masele molare;
T_{cr_1}, T_{cr_2} — temperaturile critice ale componenților, în °K.

În tabela IX sînt date valorile expresiei $\sqrt{MT_{cr}}$ pentru diverse gaze.
Variația viscozității gazelor cu temperatura se exprimă prin formula:

$$\eta_t = \eta_0 \frac{273 + C}{T + C}\left(\frac{T}{273}\right)^{3/2}, \qquad (1\text{-}12)$$

în care:

η_0 este viscozitatea la 0°C;
T — temperatura, în °K.

Valorile constantelor C și η_0 sînt date în tabela IV.

10. Viscozitatea unui amestec de lichide perfecte (neasociate) se poate calcula cu formula:

$$\lg \eta_{am} = m_1 \lg \eta_1 + m_2 \lg \eta_2 + \dots, \qquad (1\text{-}13)$$

în care:

η_1, η_2 ... sînt viscozitățile diferiților componenți;
m_1, m_2... — concentrațiile molare ale componenților amestecului.

11. Viscozitatea suspensiilor diluate, a căror concentrație în fază solidă este sub 10% în volume, se poate calcula cu formula:

$$\eta_{susp} = \eta_1 (1 + 2{,}5\ \varphi), \qquad (1\text{-}14)$$

în care:

η_1 este viscozitatea lichidului pur;
φ — concentrația, în volume, a fazei solide în suspensie.

Scanned with OKEN Scanner

12. Pentru determinarea viscozității unui lichid raportată la viscozitatea unei substanțe standard se poate folosi legea generală a variației liniare a funcțiilor chimico-tehnice stabilită de K. F. Pavlov. Pe baza acestei legi se obține:

$$\frac{t_{\eta 1} - t_{\eta 2}}{\theta_{\eta 1} - \theta_{\eta 2}} = K, \tag{1-15}$$

în care:

$t_{\eta 1}$ și $t_{\eta 2}$ sînt temperaturile lichidului;
$\theta_{\eta 1}$ și $\theta_{\eta 2}$ — temperaturile substanței standard, la care viscozitățile acesteia sînt egale cu viscozitățile corespunzătoare ale lichidului de cercetat.

13. Ecuația debitului este:

$$V = Sw, \tag{1-16}$$

în care:

V este debitul volumic al lichidului sau gazului, în m^3/s;
S — secțiunea de trecere a curentului, în m^2;
w — viteza medie a curentului, în m/s.

Mărimea $V\rho$ kg/s, în care ρ kg/m³ este densitatea lichidului sau a gazului, se numește debit masic. Debitul masic este egal ca valoare numerică cu debitul gravimetric $V\gamma$ kgf/s în sistemul MKfS.

În cazul unei conducte cu secțiune circulară ecuația capătă forma:

$$V = 0{,}785\ d^2 w, \tag{1-17}$$

în care d este diametrul interior al conductei, în m.

La un debit cunoscut V m³/h și o viteză admisă w m/s, diametrul conductei se exprimă prin ecuația:

$$d = \sqrt{\frac{V}{3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot w}}. \tag{1-18}$$

Această ecuație a servit la construirea nomogramei din figura IV, cu ajutorul căreia se determină diametrul conductei care să asigure un anumit debit și o viteză dată.

La calculul conductelor se admit de obicei următoarele viteze (în m/s):

— pentru lichide	0,5—2
— pentru gaze (la presiune atmosferică)	10—20
— pentru abur saturat	20—40
— pentru abur supraîncălzit	30—50.

Pentru conducta cu secțiune transversală variabilă, rezultă:

$$V = S_1 w_1 = S_2 w_2 = S_3 w_3 = \ldots \tag{1-19}$$

14. Regimul de curgere (laminar sau turbulent) este determinat de valoarea numerică a criteriului lui Reynolds:

$$Re = \frac{dw\rho}{\eta} = \frac{dw}{\nu}, \tag{1-20}$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

w este viteza medie a curentului, în m/s;
d — diametrul conductei, în m;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³;
η — viscozitatea dinamică, în N·s/m²;
ν — viscozitatea cinematică, în m²/s.

Pentru fluide care curg prin țevi drepte, valoarea critică a numărului lui Reynolds este:

$$Re_{cr} = 2\,300.$$

Pentru fluide, care curg prin țevi îndoite (serpentine), valoarea critică a criteriului lui Reynolds este mai mare decît pentru țevi drepte și depinde de raportul $\frac{d}{D}$, în care d este diametrul spirelor serpentinei. Această relație este reprezentată în figura 1-1.

Pentru conductele a căror secțiune transversală nu este circulară, în expresia pentru Re se introduce diametrul echivalent egal cu de 4 ori raza hidraulică.

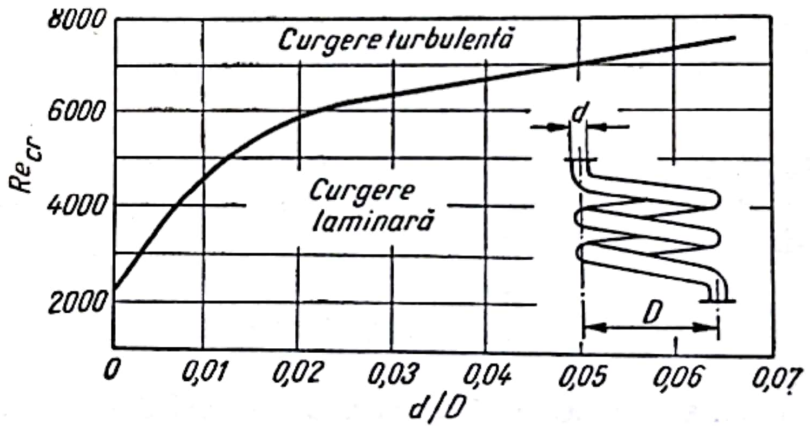


Fig. 1-1. Variația criteriului Re în funcție de raportul d/D la serpentine.

Raza hidraulică r_h este raportul dintre secțiunea transversală a conductei S și perimetrul udat de lichid P:

$$r_h = \frac{S}{P}. \qquad (1\text{-}21)$$

Pentru țevi cu secțiune circulară, complet umplute de curentul de fluid, raza hidraulică are valoarea:

$$r_h = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4}.$$

Prin urmare, pentru cazul cînd secţiunea curentului nu este circulară, în locul diametrului se poate folosi diametrul echivalent:

$$d_{ech} = 4r_h = \frac{4S}{P}. \tag{1-22}$$

15. Criteriile de bază ale similitudinii hidrodinamice.

a) Criteriul general al similitudinii mecanice este criteriul lui Newton:

$$Ne = \frac{Fl}{w^2}, \tag{1-23}$$

în care:

F este forţa care acţionează;
l — caracteristica geometrică (dimensiunea liniară) a sistemului;
w — viteza.

b) Criteriul lui Froude, determinînd similitudinea sistemelor în care acţionează forţa gravităţii (raportul dintre forţa de inerţie şi forţa gravităţii) este:

$$Fr = \frac{w^2}{gl}, \tag{1-24}$$

în care g este acceleraţia căderii libere.

c) Criteriul lui Reynolds, definind similitudinea hidrodinamică a sistemelor în care acţionează forţele de frecare internă (raportul dintre forţele de inerţie şi forţele de frecare internă) are expresia:

$$Re = \frac{lw\rho}{\eta}, \tag{1-25}$$

în care:

ρ este densitatea;
η — viscozitatea lichidului sau gazului.

d) Criteriul lui Euler, care reprezintă o măsură a raportului dintre forţele presiunii şi forţele de inerţie, are expresia:

$$Eu = \frac{\Delta p}{w^2\rho}, \tag{1-26}$$

în care Δp este diferenţa de presiune (presiunea consumată pentru învingerea rezistenţei hidraulice), în N/m^2.

În sistemul MKfS, Δp se exprimă în kgf/m^2.

16. Teorema lui Bernoulli pentru lichide necompresibile cu viscozitate foarte mică (ideale) se exprimă prin următoarea ecuaţie:

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = h_2 + \frac{p_2}{2g} + \frac{w_2^2}{2g}. \tag{1-27}$$

Pentru lichide vîscoase (reale) necompresibile, ecuaţia capătă forma:

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_p = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}, \tag{1-28}$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

h este presiunea geometrică (înălţimea), în m;

$\frac{p}{\rho g}$ — presiunea piezometrică sau statică, în m;

$\frac{w^2}{2g}$ — presiunea dinamică, în m;

h_p — pierderea de presiune pentru învingerea rezistenţelor, în m.

17. Relaţia dintre viteza medie w şi viteza axială maximă w_{max} într-o conductă este:

— la regim laminar $w = 0{,}5\ w_{max}$;

— la regim turbulent, raportul $\frac{w}{w_{max}}$ depinde de mărimea lui Re (fig. 1-2):

$$Re = \frac{w_{max}\, d\rho}{\eta}.$$

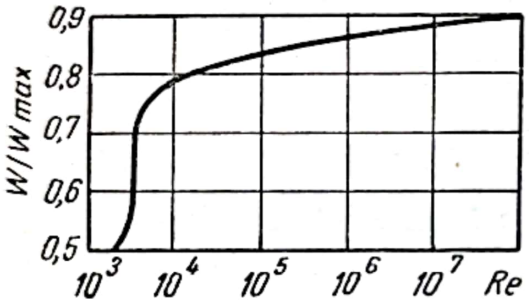


Fig. 1-2. Variaţia raportului w/w_{max} în funcţie de criteriul Re.

La curgerea turbulentă valoarea lui w este aproximativ egală cu: $w = (0{,}8...0{,}9)\ w_{max}$. La valori mari pentru Re (la gaze), raportul $\frac{w}{w_{max}}$ poate fi şi mai mare decît 0,9.

18. Viteza de scurgere a unui lichid printr-un orificiu mic, la un nivel constant al lichidului în vas, este:

$$w = \varphi \sqrt{2g\,H}, \qquad [\text{m/s}] \qquad (1\text{-}29)$$

în care:

φ este coeficientul de viteză;

g — acceleraţia căderii libere, în m/s²;

H — înălţimea nivelului de lichid deasupra centrului orificiului, în m.

Dacă presiunea la suprafaţa lichidului din vas (p_0, N/m²) şi presiunea în spaţiul de recepţie (p, N/m²) sînt diferite, valoarea lui H din formula (1-29) se înlocuieşte cu valoarea $H' = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$, în care ρ este densitatea lichidului care se scurge, în kg/m³.

Debitul volumic de lichid care se scurge printr-un orificiu cu secțiunea S_0 m², la un nivel constant al lichidului în vas și la $p_0 = p$, este:

$$V = \alpha S_0 \sqrt{2gH}, \qquad [\text{m}^3/\text{s}] \tag{1-30}$$

în care α este coeficientul de debit, care reprezintă, în cazul orificiilor mici, produsul dintre coeficientul de viteză φ și coeficientul de îngustare al vînei de lichid ε: $\alpha = \varphi\varepsilon$.

Durata de golire printr-un orificiu cu suprafața S_0 a unui vas deschis, avînd o secțiune constantă S, se poate calcula cu ajutorul ecuației:

$$\tau = \frac{2S\sqrt{H}}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} \text{ [s]}, \tag{1-31}$$

în care H este nivelul inițial, în metri, al lichidului de deasupra orificiului.

19. Puterea necesară pentru o pompă sau pentru un ventilator se calculează cu formula:

$$N = \frac{V\Delta p}{\eta} \qquad [\text{W}] \tag{1-32}$$

sau:

$$N = \frac{V\Delta p}{1\,000\,\eta} = \frac{V\rho gH}{1\,000\,\eta}, \qquad [\text{kW}] \tag{1-32a}$$

în care:

V este debitul volumic de lichid sau de gaz, în m³/s;
Δp — presiunea realizată de pompă sau de ventilator, în N/m²;
H — înălțimea de ridicare a pompei sau ventilatorului, în m;
ρ — densitatea lichidului sau gazului, în kg/m³;
g — 9,81 m/s² — accelerația căderii libere;
η — randamentul total al pompei sau ventilatorului.

În sistemul MKfS formula are forma

$$N = \frac{V \cdot \Delta p}{102\,\eta} \qquad [\text{kW}] \tag{1-33}$$

sau:

$$N = \frac{G \cdot H}{102\,\eta} \qquad [\text{kW}] \tag{1-33a}$$

în care:

G este debitul gravimetric, în kgf/s, al lichidului sau gazului, numeric egal cu debitul masic $V\rho$ în sistemul SI, exprimat în kg/s;
Δp — diferența de presiune, în kgf/m².

În cazul transportului lichidelor cu ajutorul pompelor, ecuația (1-32) este aplicată pentru orice valori ale lui Δp. În cazul transportului gazelor cu ventilatoare, ecuația (1-32) se aplică numai pentru $\Delta p \leqslant 0{,}1$ at (mai

Scanned with OKEN Scanner

mică decît $\sim 10\ kN/m^2$). Dacă Δp pentru gaze este mai mare de 0,1 at (suflante, compresoare), consumul de energie se calculează cu formule termodinamice (pag. 98). Valoarea lui Δp se calculează ca sumă a următorilor termeni:

$$\Delta p = \Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rl} + \Delta p_r + \Delta p_{st}, \qquad (1\text{-}34)$$

în care:

Δp_d este presiunea consumată pentru producerea energiei cinetice la ieşirea din conductă, în N/m^2;

Δp_f — presiunea pierdută pentru învingerea forţelor de frecare, în N/m^2;

Δp_{rl} — pierderea de presiune pentru învingerea rezistenţelor locale din sistem, în N/m^2;

Δp_r — presiunea consumată pentru ridicarea lichidului, în N/m^2;

Δp_{st} — diferenţa de presiune dintre spaţiul în care se refulează lichidul şi spaţiul din care se aspiră, în N/m^2.

20. Presiunea consumată pentru producerea energiei cinetice a curentului se calculează cu formula:

$$\Delta p_d = \frac{w^2\rho}{2}, \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}35)$$

în care:

w este viteza curentului, în m/s;

ρ — densitatea lichidului (gazului), în kg/m^3.

21. Presiunea necesară pentru a învinge forţele de frecare la orice regim de curgere se determină cu formula:

$$\Delta p_f = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2\rho}{2}, \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}36)$$

care se obţine din ecuaţia generalizată [1-1]:

$$Eu = C\ Re^n \Gamma. \qquad (1\text{-}37)$$

În ecuaţia (1-36):

λ este coeficientul de frecare (în literatura tehnică engleză şi americană, în locul coeficientului λ se întrebuinţează de obicei coeficientul $4F$);

L — lungimea conductei, în m;

d — diametrul conductei sau diametrul echivalent al canalului, în m;

$$\Gamma = \frac{L}{d}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Formula (1-36) se poate prezenta şi sub forma:

$$\Delta p_f = \zeta_L \Delta p_d, \tag{1-38}$$

în care: $\zeta_L = \lambda \frac{L}{d}$ este aşa-numitul coeficient de pierdere a energiei pe lungime.

22. În regimul de curgere laminar, presiunea pierdută datorită frecării se poate determina cu ajutorul formulei lui Hagen-Poiseuille:

$$\Delta p_f = \frac{32 L \eta w}{d^2}. \qquad [\mathrm{N/m^2}] \tag{1-39}$$

Dacă în ecuaţia debitului:

$$V = w \frac{\pi d^2}{4},$$

se înlocuieşte w cu valoarea vitezei din formula (1-39), se obţine ecuaţia debitului pentru regim laminar. Această ecuaţie are următoarea formă:

$$V = \frac{\pi d^4 \Delta p_f}{128 L \eta}. \tag{1-40}$$

Formulele (1-36) şi (1-39) se pot aplica în cazul curgerii izoterme. Pentru curgerea neizotermă trebuie să se introducă corecţiile respective (v. mai jos).

23. Coeficientul de frecare λ depinde de regimul de curgere.

Regim de curgere laminar

În cazul regimului laminar:

$$\lambda = \frac{64}{Re} \tag{1-41}$$

şi în mod practic nu depinde de rugozitatea pereţilor conductei.

Dacă la regim laminar secţiunea curentului nu este circulară, atunci

$$\lambda = \frac{A}{Re}. \tag{1-42}$$

Valorile lui A şi d_{ech} pentru acest caz sînt date în tabela XIII [4-1].

Regim de curgere turbulent

Coeficientul de frecare λ depinde de mărimea criteriului Re şi de rugozitatea pereţilor conductei.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru calcule de orientare se poate folosi graficul din figura 1-3. Curba *B* se referă la conducte drepte cu rugozitate mică a peretelui.

Rugozitatea relativă a conductei se caracterizează prin mărimea *e/d*, în care: *e* este înălţimea medie a rugozităţii, în mm, iar *d* este diametrul interior al tubului, în mm.

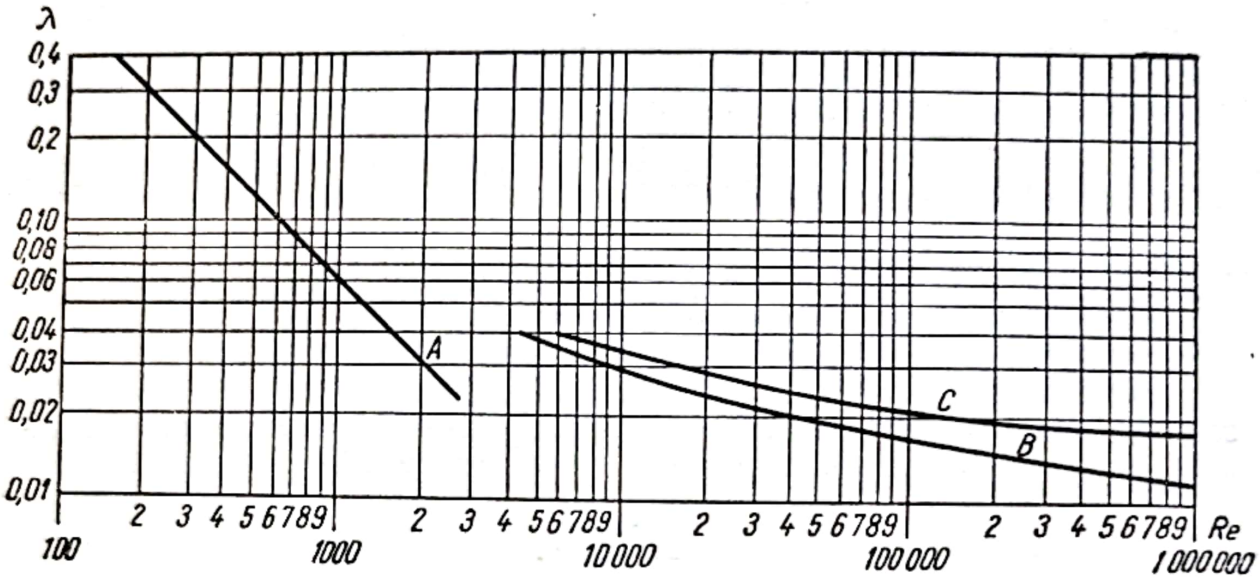


Fig. 1-3. Variaţia coeficientului de frecare λ în funcţie de criteriul *Re*:
A — ţevi netede şi rugoase; *B* — ţevi netede (cupru, alamă, plumb, sticlă); *C* — ţevi rugoase (oţel, fontă).

În cazul unei evaluări aproximative, pentru *e* se pot lua următoarele valori, în mm [1-5]:

Conducte trase, din alamă, cupru şi plumb	0,01—0,05
Conducte trase, noi, din oţel şi conducte zincate	0,1—0,2
Conducte noi, din fontă	0,3
Conducte trase, din oţel, cu o coroziune neînsemnată	0,2—0,3
Conducte trase, din oţel, puternic corodate	0,5 şi mai mare
Conducte vechi, din fontă	0,86 şi mai mare

Dacă rugozitatea relativă este cunoscută, este comod de folosit graficul din figura 1-4, întocmit conform formulei (1-37) sub forma $\frac{Eu}{\Gamma} = f(Re)$ pentru diferite valori *e/d*.

Relaţia λ funcţie de *Re* pentru conducte netede este bine descrisă de formulele:

— Blasius $$\lambda = \frac{0{,}316}{Re^{0{,}25}} \qquad (1\text{-}43)$$

pentru $Re = 3\,000 \div 100\,000$;

— Filonenko $$\lambda = \frac{0{,}303}{(\lg Re - 0{,}9)^2}, \qquad (1\text{-}43a)$$

pentru orice valori ale lui $Re > 5\,000$.

24. Formulele (1-36) şi (1-39) sînt valabile pentru curgerea izotermă. În cazul curgerii neizoterme, cînd temperatura peretelui conductei este diferită de temperatura curentului, după Miheev [4-1], partea dreaptă a formulelor (1-36) şi (1-37) trebuie să se înmulţească cu coeficienţii de corecţie x:

— pentru curgerea laminară

$$x = \left(\frac{Pr_{per}}{Pr_l}\right)^{1/3} \cdot \left[1 + 0{,}22 \left(\frac{Gr_l Pr_l}{Re_l}\right)^{0{,}15}\right], \qquad (1\text{-}44)$$

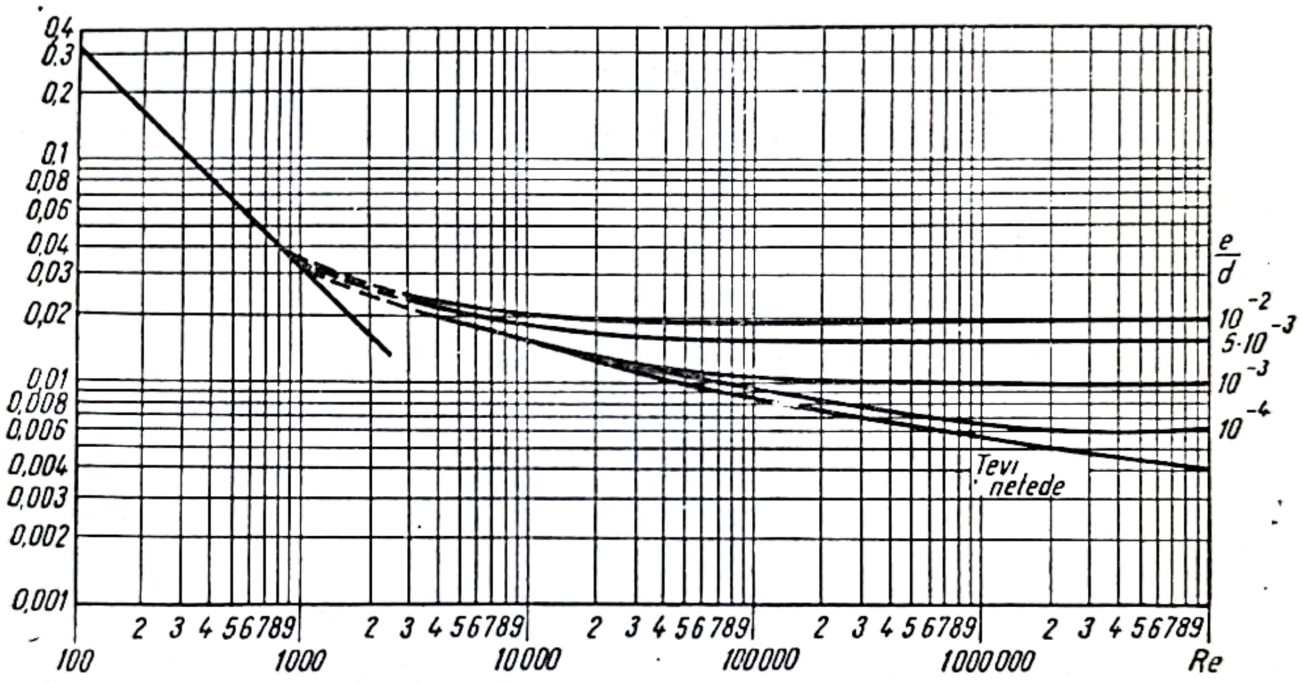


Fig. 1-4. Variaţia raportului Eu/Γ în funcţie de criteriul Re.

— pentru curgerea turbulentă

$$x = \left(\frac{Pr_{per}}{Pr_l}\right)^{1/3}, \qquad (1\text{-}44a)$$

în care:

Re_l, Pr_l, Gr_l este criteriul lui Reynolds, Prandtl şi Grashof (v. pag. 208 şi 209), calculate pentru temperatura medie a lichidului;

Pr_{per} — criteriul lui Prandtl, calculat la temperatura medie a peretelui conductei.

Deoarece pentru gaze valoarea criteriului Pr rămîne practic constantă, indiferent de variaţia temperaturii, rezultă că valoarea coeficientului de corecţie x pentru curgerea turbulentă neizotermă a unui curent de gaze este egală cu 1.

Scanned with OKEN Scanner

25. Presiunea consumată pentru învingerea rezistențelor locale (coturi, robinete, ventile, îngustări etc.) se calculează cu formula:

$$\Delta p_{rl} = \sum\zeta \frac{w^2\rho}{2}, \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}45)$$

în care $\Sigma\zeta$ este suma coeficienților rezistențelor locale (lista acestor coeficienți este dată în tabela XII). Uneori, rezistențele locale se pot asimila cu pierderea de presiune prin frecare pe o conductă dreaptă cu lungimea L_{ech}. În acest caz:

$$\Delta p_{rl} = \frac{\lambda L_{ech}}{d} \cdot \frac{w^2\rho}{2}. \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}46)$$

Lungimea echivalentă a unei conducte se determină ca produsul dintre numărul echivalent n, egal cu $\frac{\xi}{\lambda}$ și diametrul interior al conductei d, exprimat în metri:

$$L_{ech} = nd.$$

Valoarea coeficienților n este dată în tabela XI.

26. Presiunea necesară pentru ridicarea unui lichid sau pentru învingerea presiunii hidrostatice se determină cu formula:

$$\Delta p_r = \rho g H, \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}47)$$

în care:

ρ este densitatea lichidului sau gazului, în kg/m³;
g — accelerația căderii libere, în m/s²;
H — înălțimea de ridicare sau înălțimea stratului de lichid, în m.

27. Presiunea totală produsă de o pompă sau de un ventilator se exprimă prin următoarea ecuație:

$$\Delta p = \frac{w^2\rho}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\xi\right) + \rho g H + \Delta p_{st} \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}48)$$

sau

$$\Delta p = \frac{w^2\rho}{2}\left[l + \frac{\lambda(L + L_{ech})}{d}\right] + \rho g H + \Delta p_{st}. \qquad [N/m^2] \qquad (1\text{-}48a)$$

28. Pierderea de presiune datorită frecării este mai mare într-o serpentină decît într-o conductă dreaptă și este egală cu:

$$\Delta p_{serp} = \Delta p_{cond}\, x.$$

Coeficientul x se calculează cu formula:

$$x = 1 + 3{,}54\frac{d}{D}, \qquad (1\text{-}49)$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

d este diametrul conductei;

D — diametrul spirei serpentinei (v. fig. 1-1).

29. Rezistența unui fascicul de țevi (fig. 1-5) la curgerea lichidului perpendicular pe secțiunea transversală a țevilor se calculează cu formulele [4-1]:

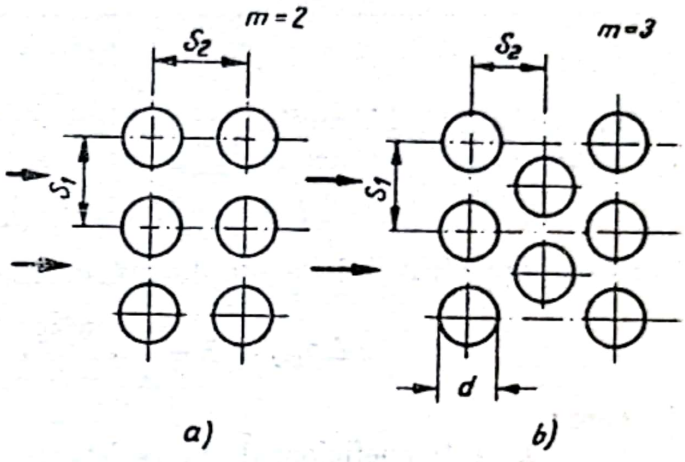


Fig. 1-5. Schema aranjării țevilor într-un fascicul:
a — nedecalat; *b* — decalat.

— fascicul de țevi nedecalate (centrele țevilor în pătrat sau dreptunghi):

$$Eu = (2 + 4{,}5\,m)\left(\frac{s_1}{d}\right)^{-0{,}23} \cdot Re^{-0{,}26}; \qquad (1\text{-}50)$$

— fascicul cu țevi decalate (centrele țevilor dispuse în triunghi):

a) pentru $\frac{s_1}{d} < \frac{s_2}{d}$

$$Eu = (2 + 3{,}3\,m)\,Re^{-0{,}28}; \qquad (1\text{-}51)$$

b) pentru $\frac{s_1}{d} > \frac{s_2}{d}$

$$Eu = (2{,}7 + 1{,}7\,m)Re^{-0{,}23}. \qquad (1\text{-}52)$$

În aceste formule m reprezintă numărul de rînduri de țevi din fascicul care se găsesc în direcția curgerii, d — diametrul exterior al țevilor, s_1 și s_2 — pasul transversal și longitudinal (distanța între axul țevilor).

Viteza curentului se calculează pentru secțiunea cea mai îngustă a fasciculului; valorile constantelor fizico-chimice se iau pentru temperatura medie a curentului. Formulele (1-50) pînă la (1-52) se referă la cazul cînd unghiul de atac este de 90° (v. fig. 4-2).

Influența mărimii unghiului de atac φ asupra rezistenței fasciculelor de țevi dispuse decalat sau nedecalat este dată de următoarea relație:

$$Eu_\varphi = bEu_{90°}, \qquad (1\text{-}53)$$

în care b este factorul de corecție care depinde de mărimea unghiului de atac φ.

Scanned with OKEN Scanner

Valorile coeficientului b, după Lokșin și Ornatski, sînt indicate în tabela 1-2[4-1].

Tabela 1-2

φ	90°	80°	70°	60°	50°	40°	30°	10°
b	1	1	0,95	0,83	0,69	0,53	0,38	0,15

30. Rezistența hidraulică a umpluturilor din scrubere se determină cu ajutorul formulelor de mai jos.

Umpluturi uscate (nestropite)

Rezistența stratului de umplutură cu înălțimea H este dată de formula:

$$\Delta p_{usc} = \lambda \frac{H}{d_{ech}} \cdot \frac{w_g^2 \rho_g}{2}, \qquad [\mathrm{N/m^2}] \qquad (1\text{-}54)$$

în care:

λ este coeficientul de rezistență la trecerea gazului prin stratul de umplutură;
H — înălțimea stratului de umplutură, în m;
d_{ech} — diametrul echivalent, în m;
w_g — viteza gazului (reală), în m/s;
ρ_g — densitatea gazului, în kg/m³.

Diametrul echivalent se poate exprima prin caracteristicile umpluturii: volumul liber V_l m³/m³ și suprafața specifică σ m²/m³.

$$d_{ech} = \frac{4S_0}{P_0} = \frac{4\dfrac{HS_0}{V}}{\dfrac{P_0 H}{V}} = \frac{4V_l}{\sigma},$$

în care:

S_0 este suprafața medie a secțiunii libere a scruberului;
P_0 — perimetrul mediu al secțiunii libere, în m;
V — volumul total ocupat de stratul de umplutură de înălțime H (inclusiv golurile dintre elementele umpluturii), în m³.

Viteza reală a gazului în secțiunea liberă a scruberului w_g se înlocuiește prin viteza fictivă w_f (raportată la secțiunea totală a scruberului) cu ajutorul ecuației:

$$w_g S_0 = w_f S,$$

în care $S = \dfrac{\pi D^2}{4}$, în m² (D — diametrul scruberului).

De aici se găsește:

$$w_g = w_f \frac{S}{S_0} = \frac{w_f}{V_l}.$$

Înlocuind valorile lui d_{ech} și w_g în formula (1-54), se obține:

$$\Delta p_{usc} = \lambda \frac{H\sigma}{4V_l} \cdot \frac{w_f^2 \rho_g}{V_l 2} = \frac{\lambda}{4} \cdot \frac{H\sigma}{V_l^3} \cdot \frac{w_f^2 \rho_g}{2}. \tag{1-55}$$

Coeficientul de rezistență λ este o funcție a criteriului *Re*, care pentru curentul de gaz are următoarea formă:

$$Re_g = \frac{w_g d_{ech} \rho_g}{\eta_g} = \frac{4 w_f d_{ech} \rho_g}{\eta_g \sigma}. \tag{1-55a}$$

După datele lui Javoronkov, pentru umpluturi din inele:

a) pentru $Re_g < 40$

$$\lambda = \frac{140}{Re_g}; \tag{1-56}$$

b) pentru $Re_g > 40$

$$\lambda = \frac{16}{Re_g^{0,2}}. \tag{1-57}$$

Umpluturi stropite

Rezistența stratului de umplutură stropit se determină cu ecuația:

$$\Delta p_{ud} = \tau \Delta p_{usc}, \tag{1-58}$$

în care τ este coeficientul de creștere a rezistenței umpluturii umede în raport cu cea uscată, coeficient care depinde de parametrul de stropire *A*.

După Javoronkov, Aerov și Umnik, pentru inelele ceramice τ are următoarele valori:

a) pentru un diametru al inelelor $d < 30$ mm:

$$\tau = \frac{1}{\left(1 - 1{,}65 \cdot 10^{-10} \frac{\sigma^3}{V_l} - A\right)^3}; \tag{1-59}$$

b) pentru $d > 30$ mm și $A < 0{,}3$:

$$\tau = \frac{1}{(1 - A)^3}; \tag{1-60}$$

c) pentru $d > 30$ mm și $A > 0{,}3$:

$$\tau = \frac{1}{(1{,}13 - 1{,}43A)^3}. \tag{1-61}$$

Pentru inelele din oțel:

$$\tau = \frac{1}{(1 - 1{,}39A)^3}. \tag{1-62}$$

Scanned with OKEN Scanner

Parametrul de stropire A se calculează cu formula:

$$A = 3\sqrt[3]{\left(\frac{L}{\rho_l}\right)^2 \frac{\sigma}{V_l^2}\frac{b}{2g}}, \qquad (1\text{-}63)$$

în care:

L este densitatea de stropire a scruberului, în kg/m².s;
ρ_l — densitatea lichidului, în kg/m³;
b — coeficient fără dimensiuni, care în cazul lichidelor este o funcție a criteriului Re, fiind egal cu: $b = \frac{1{,}74}{Re_l^{0{,}3}}$. (1-64)

Valoarea criteriului Re_l se determină din expresia generală

$$Re_l = \frac{w_l d'_{ech} \rho_l}{\eta_l},$$

care pentru cazul considerat se transformă în felul următor:

înlocuind $w_l\ \rho_l$ cu $\frac{G}{S}$ și d'_{echiv} cu $\frac{4S}{P_0}$ se obține:

$$Re_l = \frac{4G}{P_0 \eta_l},$$

în care:

S este secțiunea medie a curentului de lichid în scruber, în m²;
G — debitul masic de lichid, în kg/s.

Introducînd densitatea de stropire

$$L = \frac{G}{S} \qquad [\text{kg/m}^2\cdot\text{s}]$$

se obține

$$G = L\,S$$

și

$$Re_l = \frac{4L}{\frac{P_0}{S}\,\eta}.$$

Mărimea $\frac{P_0}{S}$ este egală cu suprafața specifică a umpluturii σ.

De aici:

$$Re_l = \frac{4L}{\sigma \eta_l}. \qquad (1\text{-}65)$$

Despre înecul coloanelor cu umplutură și despre viteza optimă a gazelor în aceste coloane (v. Cap. VII).

Scanned with OKEN Scanner

EXEMPLE

Exemplul 1. Densitatea țițeiului este de 0,89 g/cm³. Să se determine densitatea și greutatea specifică a țițeiului în sistemul SI și în sistemul MKfS.

Rezolvare. a) În sistemul SI densitatea este:

$$\rho = 0{,}89 \frac{10^{-3}\ \text{kg}}{10^{-6}\ \text{m}^3} = 890\ \text{kg/m}^3.$$

Greutatea specifică va fi:

$$\gamma = \rho \cdot g = 890 \cdot 9{,}81 = 8\,730\ \text{N/m}^3.$$

b) În sistemul MKfS, cunoscînd că $1\text{N} = \frac{1}{9{,}81}$ kgf, se obține:

$$\gamma = \frac{8\,730}{9{,}81} = 890\ \text{kgf/m}^3;$$

$$\rho = \frac{\gamma}{g} = \frac{890}{9{,}81} = 90{,}6\ \text{kgf} \cdot \text{s}^2/\text{m}^4.$$

Exemplul 2. Să se determine în unitățile sistemului tehnic și SI densitatea unei soluții a cărei greutate specifică este de 1,31 kgf/l.

Rezolvare

$$\gamma = 1{,}31 \frac{\text{kgf}}{0{,}001\ \text{m}^3} = 1\,310\ \text{kgf/m}^3;$$

$$\rho = \frac{\gamma}{g} = \frac{1\,310}{9{,}81} = 134\ \text{kgf} \cdot \text{s}^2/\text{m}^4.$$

Densitatea acestei soluții în sistemul SI va fi de 1 310 kg/m³ sau de 1,31 kg/dm³.

Exemplul 3. Să se determine în sistemul SI densitatea hidrogenului la $p = 10$ at și $t = 20°\text{C}$.

Rezolvare

Din formula (1-4) rezultă:

$$\rho = \frac{2 \cdot 273 \cdot 11}{22{,}4 \cdot 293} = 0{,}915\ \text{kg/m}^3.$$

Exemplul 4. Să se determine densitatea aerului sub un vid de 440 mm Hg la — 40°C. Presiunea atmosferică este de 750 mm Hg.

Rezolvare. Masa molară a aerului (79% azot și 21% oxigen în volume) este:

$$M = 0{,}79 \cdot 28 + 0{,}21 \cdot 32 = 28{,}8.$$

Scanned with OKEN Scanner

Din formula (1-4) rezultă:

$$\rho = \frac{28{,}8 \cdot 273\,(750 - 440)}{22{,}4 \cdot 233 \cdot 760} = 0{,}615 \text{ kg/m}^3.$$

Exemplul 5. Într-un rezervor deschis se găsește un lichid cu greutatea relativă 1,32. Manometrul amplasat la o înălțime oarecare a peretelui rezervorului arată o presiune de 0,31 at. La ce înălțime deasupra punctului dat se găsește nivelul lichidului în rezervor?

Rezolvare. Înălțimea nivelului de lichid din rezervor deasupra punctului de legare a manometrului se determină cu ajutorul ecuației (1-6):

$$h = \frac{p - p_0}{\rho \cdot g} \quad [\text{m}].$$

Conform condițiilor din problemă:

$$p - p_0 = 0{,}31 \text{ kgf/cm}^2 = 0{,}31 \cdot 10^4 \cdot 9{,}81 \text{ N/m}^2.$$

Densitatea lichidului este:

$$\rho = 1{,}23 \cdot 1\,000 = 1\,230 \text{ kg/m}^3,$$

de unde

$$h = \frac{0{,}31 \cdot 10^4 \cdot 9{,}81}{1\,230 \cdot 9{,}81} = 2{,}52 \text{ m}.$$

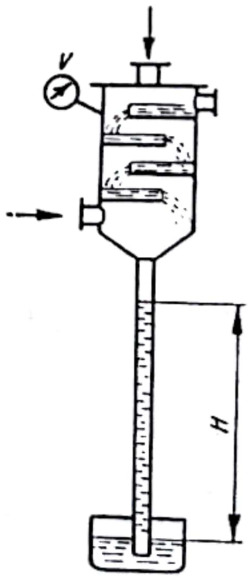


Fig. 1-6. (La exemplul 6.)

Exemplul 6. Vacuummetrul de la condensator indică un vid de 60 cm Hg. Presiunea barometrică este de 748 mm Hg.

Să se determine: *a)* presiunea absolută din condensator, în N/m² și în kgf/m²; *b)* la ce înălțime H se ridică apa în țeava barometrică (fig. 1-6).

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. a) Presiunea absolută în condensator este:

$$p_{abs} = 748 - 600 = 148 \text{ mm Hg} = 148 \times 133{,}3 = 19\,700 \text{ N/m}^2;$$

$$p_{abs} = \frac{19\,700}{9{,}81 \cdot 10^4} = 0{,}201 \text{ kgf/m}^2.$$

b) Înălţimea coloanei de apă în tubul barometric se află folosind raportul dintre densitatea apei (1 000 kg/m³) şi cea a mercurului (13 600 kg/m³):

$$H = \frac{0{,}6 \cdot 13\,600}{1\,000} = 8{,}16 \text{ m}.$$

Exemplul 7. Un manometru din sticlă în formă de U, umplut cu mercur, este legat la două puncte ale unei conducte orizontale. Diferenţa de nivel h a mercurului din manometru este de 26 mm.

Ce diferenţă de presiune indică manometrul dacă prin conductă trece: *a)* apă; *b)* aer la $t = 20°C$ şi presiune atmosferică?

Rezolvare. Din condiţia egalităţii presiunii la nivelul $a - a$ din stînga şi dreapta (fig. 1-7):

$$p_1 + h_1 \rho g = p_2 + h_2 \rho g + h \rho_m g$$

se obţine, înlocuind pe h_2 cu $(h_1 - h)$:

$$p_1 - p_2 = h(\rho_m - \rho)g,$$

în care:

ρ este densitatea lichidului din conductă şi din ramificaţiile de legătură;

ρ_m — densitatea lichidului din manometru.

În acest caz $h = 0{,}026$ m; $\rho_m = 13\,600$ kg/m³.

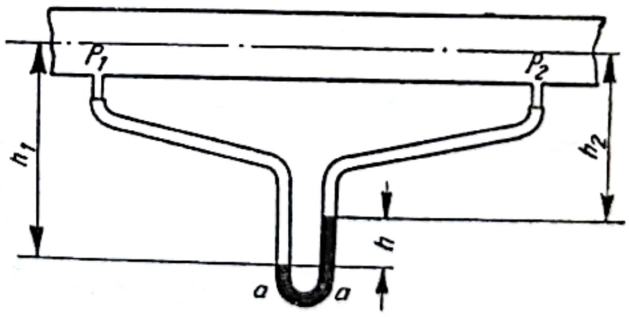


Fig. 1-7. (La exemplul 7.)

Pentru apă:

$$\rho = 1\,000 \text{ kg/m}^3,$$

$$p_1 - p_2 = 0{,}026\ (13\,600 - 1\,000)9{,}81 = 3\,220 \text{ N/m}^2.$$

$$p_1 - p_2 = \frac{3\,220}{9{,}81} = 328 \text{ kgf/m}^2.$$

Scanned with OKEN Scanner

Pentru aer:

$$\rho = \frac{28{,}8 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 293} = 1{,}2 \text{ kg/m}^3,$$

$$p_1 - p_2 = 0{,}026\,(13\,600 - 1{,}2)\,9{,}81 \approx 0{,}026 \cdot 13\,600 \cdot 9{,}81 =$$

$$= 3\,470 \text{ N/m}^2.$$

$$p_1 - p_2 = \frac{3\,470}{9{,}81} = 354 \text{ kgf/m}^2.$$

Din ultima egalitate rezultă că la măsurarea diferenței de presiune în curente de gaze cu manometre diferențiale cu lichid, corecția pentru densitatea gazului se poate neglija, deoarece densitatea gazului (la presiuni joase) este foarte mică în comparație cu densitatea lichidului.

Exemplul 8. Clopotul unui rezervor de gaze umed pentru azot, cu diametrul de 6 m, cîntărește cu balastul suplimentar 2,9 t (2 900 kgf) (fig. 1-8). Neglijînd „pierderea" în greutate a porțiunii clopotului cufundată în apă, să se determine presiunea gazului cînd rezervorul este plin.

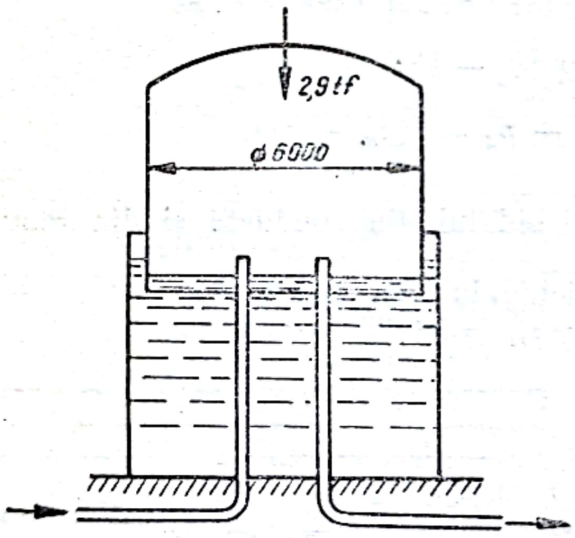


Fig. 1-8. (La exemplul 8.)

Rezolvare. Suprafața proiecției orizontale a clopotului este

$$0{,}785 \cdot 6^2 = 28{,}2 \text{ m}^2.$$

Presiunea în rezervorul de gaz va fi:

$$p = \frac{2\,900 \cdot 9{,}81}{28{,}2} = 1\,010 \text{ N/m}^2$$

$$p = \frac{1\,010}{9.81} = 103 \text{ mm } H_2O \approx 0{,}01 \text{ at.}$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 9. Să se determine viscozitatea cinematică a bioxidului de carbon la $t = 30°C$ și $p = 5{,}28$ ata.

Rezolvare. Neglijînd dependența viscozității de presiune, din graficul reprezentat în figura VI se găsește, pentru bioxid de carbon, la 30°C:

$$\eta = 0{,}015 \text{ cP} = 0{,}015 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2.$$

Densitatea bioxidului de carbon este:

$$\rho = \frac{44 \cdot 273 \cdot 5{,}28}{22{,}4 \cdot 303 \cdot 1{,}033} = 9{,}05 \text{ kg/m}^3.$$

Viscozitatea cinematică este:

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} = \frac{0{,}015 \cdot 10^{-3}}{9{,}05} = 1{,}66 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Exemplul 10. Presupunînd lipsa datelor experimentale, să se calculeze cu aproximație viscozitatea nitrobenzenului ($C_6H_5NO_2$) la 20°C.

Rezolvare. Se întrebuințează formula empirică (1-9). Masa molară a nitrobenzenului este 123, iar densitatea 1 200 kg/m³ (tabela III).

Se calculează suma constantelor atomice ΣAn (tabela 7):

$$\Sigma An = 6 \cdot 50{,}2 + 5 \cdot 2{,}7 + 1 \cdot 37 + 2 \cdot 29{,}7 = 411{,}1.$$

Se calculează suma corecțiilor de structură Σp cu ajutorul punctelor 1, 3, 4 și 16 din tabela VIII:

$$\Sigma p = 3(-15{,}5) + 1(-21{,}0) + 1\ (-17{,}0) + 1\ (-16{,}4) = -100{,}9$$

Din aceste date se determină valoarea constantei K:

$$K = \Sigma An + \Sigma p = 411{,}1 - 100{,}9 = 310{,}2.$$

În continuare,

$$y = K\frac{d}{M} - 2{,}9 = 310{,}2\,\frac{1{,}2}{123} - 2{,}9 = 0{,}126.$$

Folosind nomograma (fig. I), se determină:

$$\eta = 2{,}15 \text{ cP},$$

ceea ce corespunde cu datele experimentale (fig. V).

Exemplul 11. Să se determine viscozitatea gazelor de ardere care au următoarea compoziție: CO_2 — 16%; O_2 — 5%; N_2 — 79%, în volume. Temperatura gazelor este de 400°C, iar presiunea de 1 ata.

Rezolvare. Din nomograma reprezentată în figura VI se găsește viscozitatea diferiților componenți ai amestecului. La temperatura de 400°C, viscozitatea componenților este:

$$\eta_{CO_2} = 0{,}035 \text{ cP}; \ \eta_{O_2} = 0{,}039 \text{ cP și } \eta_{N_2} = 0{,}0335 \text{ cP}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Pentru calculul viscozităţii amestecului se foloseşte formula (1—10):

$$\frac{M_{am}}{\eta_{am}} = \frac{0{,}16 \cdot 44}{0{,}035} + \frac{0{,}05 \cdot 32}{0{,}039} + \frac{0{,}79 \cdot 28}{0{,}0335} = 902.$$

Masa molară a amestecului este:

$$M_{am} = 0{,}16 \cdot 44 + 0{,}05 \cdot 32 + 0{,}79 \cdot 28 = 30{,}8.$$

Viscozitatea amestecului va fi deci:

$$\eta_{am} = \frac{30{,}8}{902} = 0{,}034 \text{ cP} \approx 0{,}034 \cdot 10^{-3} \text{ N·s/m}^2.$$

Exemplul 12. Să se determine viscozitatea cinematică la 84°K şi $p = 1$ ata a unui lichid avînd compoziţia: 70% mol. oxigen şi 30% mol. azot.

Rezolvare. Considerînd că amestecul de oxigen şi azot lichefiat aparţine clasei lichidelor perfecte, viscozitatea amestecului se calculează cu formula (1-13).

La 84°K, viscozitatea oxigenului lichid este $\eta_1 = 22{,}6 \cdot 10^{-5}$ N · s/m², iar viscozitatea azotului lichid $\eta_2 = 11{,}8 \cdot 10^{-5}$ N · s/m².

$$\lg \eta_{am} = 0{,}7 \lg (22{,}6 \cdot 10^{-5}) + 0{,}3 \lg (11{,}8 \cdot 10^{-5}) \text{ N} \cdot \text{s/m}^2,$$

de unde

$$\eta_{am} = 18{,}6 \cdot 10^{-5} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2.$$

Conţinutul în procente de masă al componenţilor din amestec este:

$$\text{oxigen} \quad \frac{0{,}7 \cdot 32}{0{,}7 \cdot 32 + 0{,}3 \cdot 28} = 0{,}727;$$

$$\text{azot} \quad \frac{0{,}3 \cdot 28}{0{,}7 \cdot 32 + 0{,}3 \cdot 28} = 0{,}273.$$

Densităţile componenţilor sînt:

— oxigen lichid $\rho_1 = 1\,180$ kg/m³;
— azot lichid $\rho_2 = 780$ kg/m³.

Presupunînd că volumul amestecului este egal cu suma volumelor componenţilor, densitatea amestecului este:

$$\rho_{am} = \frac{1}{\frac{0{,}727}{1\,180} + \frac{0{,}273}{780}} = 1\,030 \text{ kg/m}^3.$$

Viscozitatea cinematică a amestecului este:

$$\nu_{am} = \frac{\eta_{am}}{\rho_{am}} = \frac{18{,}6 \cdot 10^{-5}}{1\,030} = 0{,}18 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 13. Să se calculeze viscozitatea unei suspensii de benzidină în apă, obținută într-un vas în care la 10 m³ apă se adaugă 1 t benzidină. Temperatura suspensiei este de 20°C, iar densitatea relativă a fazei solide 1,2.

Rezolvare. Volumul fazei solide este:

$$\frac{1\,000}{1\,200} = 0{,}833 \text{ m}^3.$$

Concentrația în volume a fazei solide în suspensie este:

$$\varphi = \frac{0{,}833}{10 + 0{,}833} = 0{,}077.$$

La 20°C viscozitatea apei este de 1 cP. Viscozitatea suspensiei calculată cu formula (1-14) va fi:

$$\eta_{susp} = 1\,(1 + 2{,}5 \cdot 0{,}077) = 1{,}19 \text{ cP}.$$

Exemplul 14. Se știe că viscozitatea clorbenzenului la 20°C este 0,9 cP, iar la 50°C 0,6 cP. Să se determine viscozitatea clorbenzenului la 70°C, folosind regula variației liniare.

Rezolvare. Ca lichid standard se alege apa. Se determină temperaturile lichidului standard la care viscozitatea clorbenzenului este egală cu cea a apei.

Viscozitatea apei, egală cu 0,9 cP, corespunde temperaturii de 25°C, iar viscozitatea de 0,6 cP — temperaturii de 45°C (v. tabela V).

Prin urmare, constanta ecuației (1-15) va fi:

$$K = \frac{t\eta_2 - t\eta_1}{\theta\eta_2 - \theta\eta_1} = \frac{50 - 20}{45 - 25} = \frac{30}{20} = 1{,}5.$$

Se calculează apoi temperatura apei la care viscozitatea ei este egală cu viscozitatea clorbenzenului la 70°C, folosind ecuația:

$$1{,}5 = \frac{70 - 20}{\theta\eta_3 - 25},$$

de unde:

$$\theta\eta_3 = 58{,}4°\text{C}.$$

Viscozitatea apei la această temperatură se găsește prin interpolare (v. tabela V):

$$\begin{array}{l} - \text{ la } 58°\text{C } \eta = 0{,}483 \text{ cP}; \\ - \text{ la } \begin{array}{l} 59°\text{C } \eta = 0{,}476 \text{ cP} \\ \Delta\eta = -\,0{,}007 \text{ cP} \end{array}. \end{array}$$

Prin urmare,

$$\eta_3 = 0{,}483 - 0{,}4 \cdot 0{,}007 = 0{,}480 \text{ cP},$$

adică viscozitatea clorbenzenului la 70°C este 0,48 cP = $0{,}48 \cdot 10^{-3}$ N · s/m².

Scanned with OKEN Scanner

Dacă pentru comparaţie se foloseşte direct nomograma (fig. V), se obţine $\eta = 0{,}46$ cP.

Exemplul 14 a. Viscozitatea unui lichid are următoarele valori:

— la $t = 34°C$ .....0,554 N · s/m²;
— la $t = 28°C$ .....0,934 N · s/m²;
— la $t = 25°C$ .....1,42 N · s/m²;
— la $t = 20°C$ .....2,09 N · s/m².

Să se determine viscozitatea acestui lichid la $t = 16°C$.

Rezolvare. Se va folosi regula liniarităţii, admiţînd glicerina ca lichid de referinţă. Variaţia viscozităţii glicerinei cu temperatura $\eta = f(\theta)$ este dată în figura 1-9 (curba AB). Cu această curbă se află temperatura θ a glicerinei:

— la $\eta_{gl} = 0{,}554$ N · s/m² .....32°C;
— la $\eta_{gl} = 0{,}954$ N · s/m² .....26°C;
— la $\eta_{gl} = 1{,}42$ N · s/m² .....21°C;
— la $\eta_{gl} = 2{,}09$ N · s/m² .....16°C.

Reprezentînd grafic variaţia temperaturii t a lichidului, funcţie de temperatura θ a glicerinei, se obţine dreapta CD (fig. 1-9). Mai departe se află, urmînd linia întreruptă, că viscozitatea căutată a lichidului la 16°C, egală cu viscozitatea glicerinei la $\theta = 11°C$, este de 3,46 N · s/m².

Exemplul 15. Ţevile de oţel ale unui schimbător de căldură au diametrul de 76 × 3 mm (prima cifră reprezintă diametrul exterior al ţevii, iar a doua — grosimea peretelui ţevii). Prin ţevi trece un gaz la presiunea atmosferică. Să se determine diametrul standardizat al ţevilor în cazul cînd schimbătorul este folosit pentru acelaşi gaz, însă la o presiune de 5 at, dacă se urmăreşte menţinerea aceleiaşi viteze liniare a gazului şi dacă debitul masic al gazului şi numărul de ţevi rămîn neschimbate.

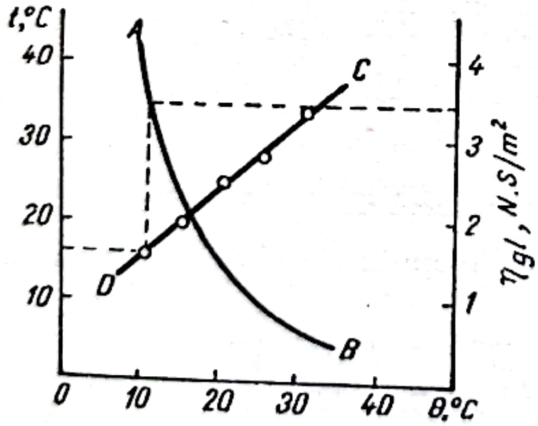


Fig. 1-9. (La exemplul 14 *a*.)

Rezolvare. Deoarece se lucrează la o presiune de 5 at, densitatea gazului, conform formulei (1-4), va fi de 6 ori mai mare decît la presiunea atmosferică.

Dacă debitul masic al gazului

$$M = V\rho = wS\rho \qquad [\text{kg/s}],$$

trebuie să rămînă neschimbat, rezultă că:

$$w_1 n_1\ 0{,}785\ d_1^2 \rho_1 = w_2 n_2\ 0{,}785\ d_2^2 \rho_2.$$

Înlocuind $w_2 = w_1$, $n_2 = n_1$, $\rho_2 = \rho_1$, $d_1 = 0{,}07$ m, se obține:

$$0{,}07^2 = 6 d_2^2,$$

de unde

$$d_2 = \sqrt{\frac{0{,}07^2}{6}} = 0{,}0286 \text{ m}.$$

După STAS 530-59 (tabela XIV) se găsește că pot fi folosite, de exemplu, țevi cu diametrul de 36 × 3,5 mm.

Exemplul 16. Să se determine regimul de curgere al unui lichid în spațiul intertubular al unui schimbător de căldură de tip „țeavă în țeavă" (v. fig. 1-10), în următoarele condiții: țeava interioară a schimbătorului de căldură are diametrul de 25 × 2 mm, iar cea exterioară de 51 × 2,5 mm; debitul lichidului este de 3,730 t/h, densitatea lichidului de 1 150 kg/m³, viscozitatea de 1,2 cP.

Rezolvare. Pentru rezolvarea acestei probleme este necesar să se determine valoarea numărului Reynolds.

Se calculează viteza lichidului cu ajutorul ecuației debitului:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{3\,730}{1\,150 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785\,(0{,}046^2 - 0{,}025^2)} = 0{,}77 \text{ m/s}.$$

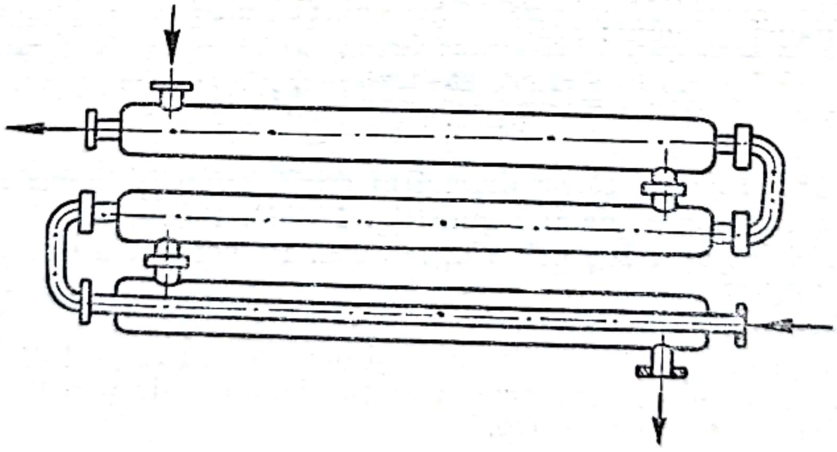


Fig. 1-10. Schimbător de căldură tip „țeavă în țeavă" (la exemplul 16).

Diametrul echivalent al secțiunii inelare se determină cu formula (1-22):

$$d_{ech} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0{,}046 - 0{,}025 = 0{,}021 \text{ m},$$

în care:

D este diametrul interior al ţevii exterioare, în m;
d — diametrul exterior al ţevii interioare, în m.

Viscozitatea lichidului este $\eta = 1{,}2 \cdot 10^{-3}$ N.s/m^3.

Valoarea numărului lui Reynolds este:

$$Re = \frac{dw\rho}{\eta} = \frac{0{,}021 \cdot 0{,}77 \cdot 1\,150}{1\,2 \cdot 10^{-3}} = 15\,500,$$

deci regimul este turbulent.

Exemplul 17. Să se calculeze viteza critică a fluidului care curge printr-o conductă dreaptă cu diametrul de 51 × 2,5 mm, dacă acesta este:

a) aer la 20°C şi $p = 1$ ata;

b) ulei mineral cu viscozitatea de 35 cP şi densitatea relativă de 0,963.

Rezolvare. Fluidul are viteza critică atunci cînd $Re_{cr} = 2\,300$; deci din ecuaţia (1-20) se deduce:

$$w_{cr} = \frac{2\,300\eta}{d\rho}.$$

a) Pentru aer:

$$w_{cr} = \frac{2\,300 \cdot 0{,}018 \cdot 10^{-3}}{0{,}046 \cdot 1{,}2} = 0{,}75 \text{ m/s},$$

în care:

0,018 este viscozitatea aerului la 20°C (fig. VI), în cP;
1,2 — densitatea aerului la 20°C şi 1 ata, conform formulei (1-4), în kg/m^3.

b) Pentru ulei mineral:

$$w_{cr} = \frac{2\,300 \cdot 35 \cdot 10^{-3}}{0{,}046 \cdot 963} = 1{,}8 \text{ m/s}.$$

Exemplul 18. O conductă cu diametrul de 200 mm îşi îngustează secţiunea pînă la un diametru de 100 mm (fig. 1—11). Prin conductă circulă gaz metan cu un debit de 1 700 m^3 N/h, la 30°C. Pe porţiunea mai largă a conductei, înainte de îngustare, este fixat un manometru cu apă în formă de U, care comunică cu atmosfera şi care arată un plus de presiune în conductă de 40 mm H_2O. Ce presiune va indica acelaşi manometru în porţiunea îngustată a conductei? În calcule se vor neglija toate pierderile de presiune. Presiunea atmosferică este de 760 mm Hg.

Rezolvare. Considerînd densitatea metanului în porţiunea de conductă între punctele de racordare a manometrului ca fiind aproximativ constantă (cea ce se verifică la sfîrşitul calculului), se stabileşte ecuaţia lui Bernoulli:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g},$$

din care se găseşte:

$$p_1 - p_2 = \frac{w_2^2 - w_1^2}{2} \rho.$$

Se determină apoi viteza metanului în secţiunile *I* şi *II*, considerînd că presiunea din conductă este aproximativ egală cu cea atmosferică:

$$w_1 = \frac{1\,700 \cdot 303}{3\,600 \cdot 273 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}2^2} = 16{,}7 \text{ m/s}.$$

Conform ecuaţiei (1-19), rezultă:

$$w_2 = w_1 \frac{S_1}{S_2} = 16{,}7 \left(\frac{200}{100}\right)^2 = 66{,}8 \text{m/s}.$$

Se calculează apoi densitatea metanului:

$$\rho = \frac{MT_0}{22{,}4T} = \frac{16 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 303} = 0{,}645 \text{ kg/m}^3.$$

Folosind valorile calculate, se determină diferenţa de presiune:

$$p_1 - p_2 = \frac{(66{,}8^2 - 16{,}7^2)\, 0{,}645}{2} = 1\,354 \text{ N/m}^2.$$

$$p_1 - p_2 = \frac{1\,354}{9{,}81} = 138 \text{ mm } H_2O,$$

de unde

$$p_2 = p_1 - 138 \text{ mm } H_2O,$$

adică presiunea în secţiunea *II* este mai mică decît în secţiunea *I* cu 138 kg/m² sau 138 mm H_2O. Deci, manometrul va arăta în secţiunea *II* un vid egal cu 138—40 = 98 mm H_2O. Presiunea absolută în secţiunea *I* a conductei este:

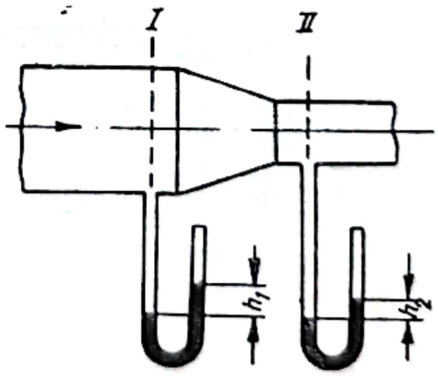


Fig. 1-11. (La exemplul 18.)

10 330 + 40 = 10 370 mm $H_2O \approx 1{,}037$ ata, iar în secţiunea *II*: 10 330 — — 98 = 10 232 mm $H_2O \approx 1{,}023$ ata. Admiţînd la calculul vitezelor şi densităţii metanului că presiunea în conductă este constantă, se introduce o eroare care este mai mică de 1,5%.

Exemplul 19. În figura (1-12) este reprezentat aşa-numitul vas Mariotte, care constă dintr-un rezervor închis, din care lichidul se poate scurge prin ţeava *A*. Ţeava *B* comunică cu atmosfera. La scurgerea lichidului din rezervor prin ţeava *A*, în partea superioară a vasului se formează un vid, astfel încît aerul din atmosferă este aspirat prin ţeava *B*. Datorită acestui fapt, la nivelul *H* în rezervor va fi întotdeauna o presiune egală cu cea atmosfe-

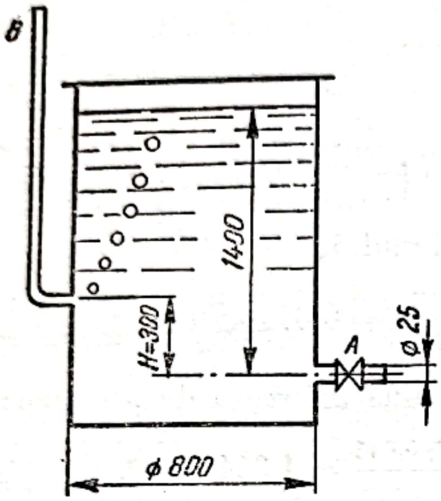


Fig. 1-12. (La exemplul 19.)

rică, indiferent de cantitatea de lichid din rezervor, iar scurgerea lichidului va avea loc sub presiune constantă atîta timp cît nivelul său nu este sub *H*. Pe baza dimensiunilor indicate în figura (1-12), să se determine viteza de scurgere a apei şi timpul în care nivelul său va scădea pînă la valoarea *H*. Coeficientul de viteză $\varphi = 0{,}82$. Coeficientul de îngustare a vînei de lichid $\varepsilon = 1$.

Rezolvare. Cu ajutorul formulei (1-29), pentru $p_0 = p$ se determină viteza de scurgere a lichidului:

$$w = 0{,}82\sqrt{2 \cdot 9{,}81 \cdot 0{,}3} = 1{,}98 \text{ m/s}.$$

Volumul de apă care se va scurge din vas la scăderea nivelului de la 1 400 la 300 mm, este:

$$V = 0{,}785 \cdot 0{,}8^2 \,(1{,}4 - 0{,}3) = 0{,}553 \text{ m}^3.$$

Durata de scurgere va fi:

$$\tau = \frac{0{,}553}{0{,}785 \cdot 0{,}025^2 \cdot 1{,}98} = 569 \text{ s} = 9{,}5 \text{ min}.$$

Exemplul 20. Un rezervor cilindric cu diametrul de 1 m şi înălţimea de 2,5 m este umplut cu apă pînă la o înălţime de 2 m. Orificiul de scurgere de la fund are un diametru de 3 cm. Să se determine timpul necesar pentru golirea rezervorului.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Se foloseşte formula (1-31):

$$\tau = \frac{2S\sqrt{H}}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} \quad [S],$$

în care:

$S = 0{,}875\ D^2$ este suprafaţa secţiunii vasului;
$S_0 = 0{,}785\ d^2$ — secţiunea orificiului;
H — nivelul iniţial al lichidului;
α — coeficientul de debit; pentru orificii cu margini nerotunjite se poate lua $\alpha = 0{,}61$.

Înlocuind valorile date în formulă, se găseşte:

$$\tau = \frac{2 \cdot 0{,}785 \cdot 1^2\sqrt{2}}{0{,}61 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}03^2\sqrt{2 \cdot 9{,}81}} = 1\,180 \text{ s} \approx 20 \text{ min}.$$

Exemplul 21. Într-o conductă orizontală cu diametrul interior de 152 mm curge apă cu viteza medie de 1,3 m/s. În conductă este fixată o diafragmă cu marginile ascuţite (fig. 1-13). Diametrul orificiului diafragmei este de 86,5 mm. Considerînd coeficientul de viteză $\varphi = 0{,}97$ şi coeficientul de în-

$$w_0 = \alpha\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}},$$

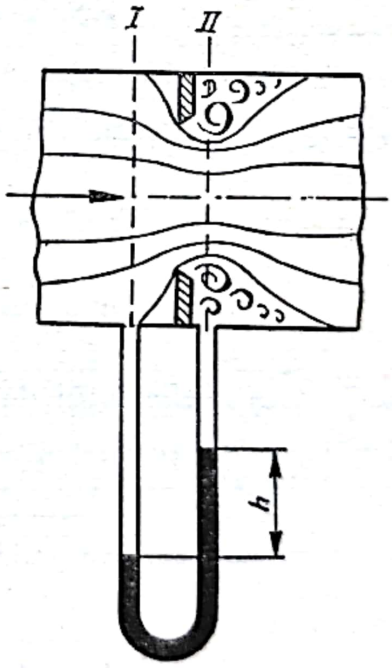


Fig. 1-13. (La exemplul 21.)

gustare a vînei de lichid $\varepsilon = 0{,}62$, să se determine: 1) coeficientul de debit; 2) valoarea indicată de manometrul diferenţial cu mercur al diafragmei.

Rezolvare. Coeficientul de debit al diafragmei este mărimea α din ecuaţia:

$$w_0 = \alpha\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}}$$

în care:

w_0 este viteza lichidului în deschiderea diafragmei, în m/s;
Δp — diferența de presiune înainte și după diafragmă, în N/m²;
ρ — densitatea lichidului care curge pe conductă, în kg/m³.

În cazul cînd n-ar exista pierderi (lichid cu viscozitate mică) ecuația lui Bernoulli pentru secțiunile *I* și *II* ar avea forma:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

sau

$$\sqrt{w_2^2 - w_1^2} = \sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}}.$$

Introducînd coeficientul de viteză φ, care ia în considerație pierderea de energie mecanică (presiune) a apei pentru învingerea rezistențelor hidraulice pe porțiunea *I—II*, se obține:

$$\sqrt{w_2^2 - w_1^2} = \varphi\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}}.$$

Se scrie apoi ecuația continuității curentului de apă:

$$w_1 S_1 = w_2 S_2 = w_0 S_0,$$

în care S_0 și w_0 reprezintă secțiunea orificiului diafragmei și viteza apei în acest orificiu.

Din ecuația continuității curentului rezultă:

$$w_1 = w_0 \frac{S_0}{S_1} = w_0 \left(\frac{d_0}{d_1}\right)^2,$$

$$w_2 = w_0 \frac{S_0}{S_2} = \frac{w_0}{\varepsilon},$$

în care $\varepsilon = \frac{S_2}{S_0}$ este coeficientul de îngustare a vînei de lichid.

Înlocuind valorile găsite pentru w_1 și w_2 în ecuația

$$\sqrt{w_2^2 - w_1^2} = \varphi\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}},$$

se obține

$$\frac{w_0}{\varepsilon}\sqrt{1 - \varepsilon^2\left(\frac{d_0}{d_1}\right)^4} = \varphi\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}}$$

sau

$$w_0 = \frac{\varphi\varepsilon}{\sqrt{1 - \varepsilon^2\left(\frac{d_0}{d_1}\right)^4}}\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}},$$

Scanned with OKEN Scanner

Mărimea $\alpha = \frac{\varphi\varepsilon}{\sqrt{1-\varepsilon^2\left(\frac{d_0}{d_1}\right)^4}}$ reprezintă așa-numitul coeficient de debit al diafragmei.

În acest caz:

$$\alpha = \frac{0{,}97 \cdot 0{,}62}{\sqrt{1-0{,}62^2\left(\frac{86{,}5}{152}\right)^4}} = \frac{0{,}6}{\sqrt{1-0{,}04}} = 0{,}61.$$

Diferența de presiune Δp se poate găsi din ecuația

$$w_0 = \alpha\sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}},$$

în care, înlocuind pe w_0 cu $w_1\left(\frac{d_1}{d_0}\right)^2$, rezultă:

$$w_1\left(\frac{d_1}{d_0}\right)^2 = \sqrt{2\frac{\Delta p}{\rho}},$$

de unde:

$$\Delta p = \frac{w_1^2}{\alpha^2}\left(\frac{d_1}{d_0}\right)^4\frac{\rho}{2} = \frac{1{,}3^2}{0{,}61^2}\left(\frac{152}{86{,}5}\right)^4\frac{1\,000}{2} = 11\,780 \text{ N/m}^2.$$

În cazul dat nu se poate neglija densitatea lichidului care curge prin conductă (apă), în comparație cu densitatea lichidului din manometru (mercur), așa cum s-a făcut anterior (v. exemplul 7).

De aceea, indicația manometrului diferențial cu mercur al diafragmei va fi:

$$h = \frac{\Delta p}{(\rho_M - \rho)g} = \frac{11\,780}{(13\,600 - 1\,000)9{,}81} = 0{,}176 \text{ m} = 176 \text{ mm Hg}.$$

Exemplul 22. Într-un rezervor de gaz se găsește hidrogen la o presiune de 350 mm H_2O. Din acest rezervor, hidrogenul este trecut într-un rezervor tampon, situat cu 10 m mai sus decît rezervorul de gaz. Debitul hidrogenului este de 200 m³/h. Presiunea în rezervorul tampon este cu 280 mm H_2O mai mare decît presiunea atmosferică.

Să se determine pierderea de presiune prin frecare și rezistențe locale în conducta dintre rezervorul de gaz și rezervorul tampon, dacă diametrul conductei este de 60×3 mm, iar densitatea hidrogenului este $\rho = 0{,}083$ kg/m³.

Rezolvare. Din ecuația Bernoulli:

$$h_1\rho g + p_1 - \Delta p_{f+rl} = h_2\rho g + p_2 + \frac{w^2\rho}{2}$$

se află

$$\Delta p_{f+rl} = p_1 - p_2 + (h_1 - h_2)\,\rho g - \frac{w^2\rho}{2}$$

Diferenţa de înălţime este

$$h_2 - h_1 = 10 \text{ m}.$$

Presiunea atmosferică în rezervorul de gaz are valoarea:

$$p_1 = p_b + 10.1{,}2 \cdot 9{,}81 + 350 \cdot 9{,}81 \text{ N/m}^2,$$

iar presiunea în rezervorul tampon este:

$$p_2 = p_b + 280 \cdot 9{,}81 \text{ N/m}^2.$$

Aici p_b este presiunea barometrică la nivelul rezervorului tampon, N/m², iar 1,2 kg/m³ — densitatea aerului la $t \approx 20°C$.
Viteza lichidului în conductă este dată de relaţia:

$$w = \frac{200}{3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}054^2} = 24{,}2 \text{ m/s}.$$

Atunci

$$\Delta p_{f+rl} = (10 \cdot 1{,}2 + 350 - 280)\, 9{,}81 - 10.0{,}083 \cdot 9{,}81 - \frac{24{,}2^2 \cdot 0{,}083}{2} =$$

$$= 804 - 8{,}1 - 24{,}3 = 771{,}6 \text{ N/m}^2 = 78{,}7 \text{ mm } H_2O.$$

Exemplul 23. Să se determine pierderea de presiune prin frecare într-o serpentină (fig. 1-14) prin care circulă apă cu viteza de 1 m/s. Serpentina este confecţionată dintr-o ţeavă uzată de oţel, având diametrul de 45×3,5 mm. Diametrul spirei serpentinei este de 1 m. Serpentina are 10 spire. Temperatura medie a apei este de 30°C.

Rezolvare. Pierderea de presiune prin frecare se poate calcula cu formula (1-36) care este stabilită pentru o conductă dreaptă. La rezultatul obţinut

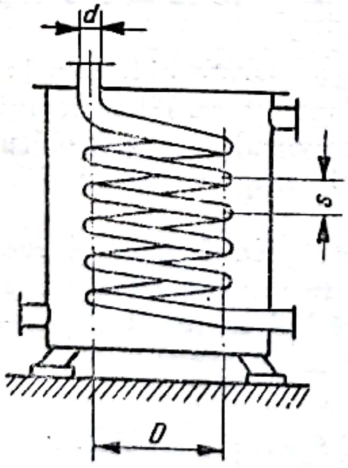


Fig. 1-14. (La exemplul 23.)

se adaugă apoi factorul de corecţie pentru serpentină, calculat cu formula (1-49). Se determină mai întîi regimul de curgere. Viscozitatea apei la 30°C este de 0,8 cP (tabela V).

Determinăm criteriul Re:

$$Re = \frac{vd\rho}{\eta} = \frac{1 \cdot 0{,}038 \cdot 1\,000}{0{,}8 \cdot 10^{-3}} = 47\,500.$$

Pentru o țeavă trasă din oțel cu coroziune neînsemnată se consideră $e = 0{,}25$ mm (v. p. 38).

În acest caz:

$$\frac{e}{d} = \frac{0{,}25}{38} = 0{,}0066.$$

Din diagramă (fig. 1-4), pentru $Re = 47\,500$ și $\frac{e}{d} = 6{,}6 \cdot 10^{-3}$, se află $\frac{Eu}{\Gamma} = 0{,}017$ mm sau $\frac{\Delta p}{\rho w^2} = 0{,}017 \frac{L}{d}$.

Lungimea serpentinei este aproximativ egală cu:

$$L = \pi Dn = 3{,}14 \cdot 1 \cdot 10 = 31{,}4 \text{ m}.$$

Pierderea de presiune în conducta dreaptă se calculează cu formula:

$$\Delta p_f = \frac{\lambda L}{d} \frac{w^2\rho}{2} = \frac{0{,}017 \cdot 31{,}4 \cdot 1^2 \cdot 1\,000}{0{,}038} = 14\,030 \text{ N/m}^2.$$

Din formula (1-49) se găsește factorul de corecție în care se include rezistența serpentinei

$$x = 1 + 3{,}54 \frac{d}{D} = 1 + 3{,}54 \frac{0{,}038}{1} = 1{,}134.$$

Deci, pentru serpentină:

$$\Delta p_{serp} = \Delta p_{cond}\, x = 14\,030 \cdot 1{,}134 = 15\,900 \text{ N/m}^2 = 0{,}162 \text{ at}.$$

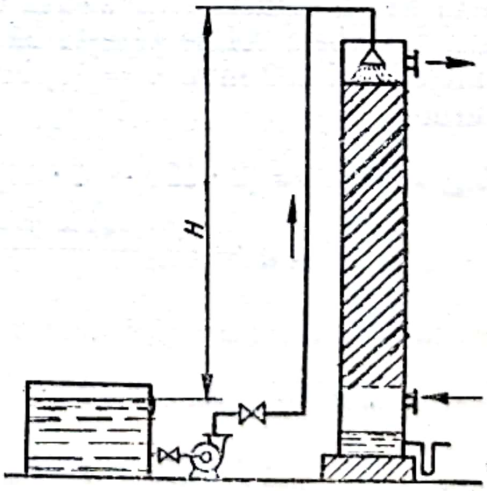


Fig. 1-15. (La exemplul 24.)

Exemplul 24. Dintr-un rezervor situat la baza unei instalații se pompează o soluție de sodă într-un scruber. La intrarea în scruber, soluția de sodă trece printr-un pulverizator situat în partea superioară a scruberului (fig. 1-15).

Scanned with OKEN Scanner

Înălțimea de ridicare a soluției este de 16 m. Alimentarea cu lichid de stropire se face printr-o conductă de oțel cu diametrul de 102 × 3,5 mm, realizîndu-se un debit de 700 l/min. Densitatea soluției este de 1 100 kg/m³, iar viscozitatea de 1,1 cP. Presiunea necesară pentru pulverizare este de 0,35 at. Pe conductă se găsesc două ventile și patru coturi de 90°, lungimea ei totală fiind de 25 m. Să se calculeze puterea pompei dacă randamentul ei este de 0,6.

Rezolvare. Viteza soluției de sodă în conductă se determină cu ajutorul ecuației debitului:

$$w = \frac{0{,}7}{60 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}095^2} = 1{,}65 \text{ m/s}.$$

Se calculează apoi presiunea dinamică cu formula (1-35).

$$\Delta p_d = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{1\,100 \cdot 1{,}65^2}{2} = 1\,520 \text{ N/m}^2.$$

Pierderea de presiune datorită frecării și rezistențelor locale se obține din ecuația (1-36), care conține L_{ech}:

$$\Delta p_{f+rl} = \frac{\lambda(L + L_{ech})w^2\rho}{2d}.$$

Se calculează mai întîi valoarea criteriului Re:

$$Re = \frac{1{,}65 \cdot 0{,}095 \cdot 1\,100}{1{,}1 \cdot 10^{-3}} = 157\,000.$$

Din diagrama reprezentată în (fig. 1-3), coeficientul de frecare, care corespunde acestei valori a lui Re, este $\lambda = 0{,}021$.

Se calculează lungimea echivalentă a conductei, ținînd seama de rezistențele locale. În tabela XI se găsește că pentru un cot de 90°, la un diametru cuprins între 76 și 152 mm, $n = 40$, iar pentru un ventil, $n = 120$.

Prin urmare:

$$L_{ech} = \Sigma nd = (2 \cdot 120 + 4 \cdot 40)\ 0{,}095 = 400 \cdot 0{,}095 = 37{,}8 \text{ m},$$

$$\Delta p_{f+rl} = \frac{0{,}021\ (25 + 37{,}8)}{0{,}095}\ 1\,520 = 21\,200 \text{ N/m}^2.$$

Presiunea necesară pentru ridicarea soluției este:

$$\Delta p_r = \rho g H = 1\,100 \cdot 16 \cdot 9{,}81 = 173\,000 \text{ N/m}^2.$$

Presiunea totală, inclusiv presiunea necesară pentru pulverizarea lichidului, va fi:

$$\Delta p = 1\,520 + 21\,200 + 173\,000 + 0{,}35 \cdot 9{,}81 \cdot 10\,000 =$$
$$= 229\,700 \text{ N/m}^2 = 2{,}35 \text{ at}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Puterea necesară se calculează cu ajutorul ecuației (1-32):

$$N = \frac{V\Delta p}{1\,000\eta} = \frac{0{,}7 \cdot 229\,700}{60 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}6} = 4{,}45 \text{ kW}.$$

Exemplul 25. Printr-o conductă cu diametrul de 108 × 4 mm se pompează 40 000 l/h ulei mineral într-un rezervor situat la înălțimea de 20 m. Lungimea porțiunii orizontale a conductei este de 430 m.

Să se calculeze puterea necesară a pompei, dacă transportul se face: *a)* la 15°C și *b)* la 50°C. La aceste temperaturi, densitatea relativă a uleiului este, respectiv, 0,96 și 0,89, iar viscozitatea 3,430 și 0,187 N.s/m².

Să se arate dacă este economic să se încălzească uleiul la 50°C înainte de pompare, știind că 1 kWh costă 40 bani, tona de abur secundar de încălzire ($p = 1$ ata) costă 20 lei, iar randamentul instalației de pompare este de 0,5.

Rezolvare. Se stabilește mai întîi regimul de curgere al uleiului. Viteza uleiului, calculată cu ecuația debitului, este:

$$w = \frac{40}{0{,}785 \cdot 0{,}1^2 \cdot 3\,600} = 1{,}414 \text{ m/s}.$$

Criteriul lui Reynolds:

$$a) \text{ la } 15°\text{C} \quad Re = \frac{0{,}1 \cdot 1{,}414 \cdot 960}{3{,}43} = 39;$$

$$b) \text{ la } 50°\text{C} \quad Re = \frac{0{,}1 \cdot 1{,}414 \cdot 890}{0{,}187} = 670.$$

Deci, în ambele cazuri, regimul de curgere este laminar.
Pierderea de presiune prin frecare se determină cu formula (1-39):

$$a) \text{ la } 15°\text{C} \quad \Delta p_f = \frac{32\,(430 + 20)\,1{,}414 \cdot 3{,}43}{0{,}1^2} = 7\,010\,000 \text{ N/m}^2 = 71{,}5 \text{ at};$$

$$b) \text{ la } 50°\text{C} \quad \Delta p_f = 7\,010\,000\,\frac{0{,}187}{3{,}43} = 383\,000 \text{ N/m}^2 = 3{,}9 \text{ at}.$$

Presiunea pentru ridicare se determină cu formula (1-47):

$$a) \text{ la } 15°\text{C} \quad \Delta p_r = 20 \cdot 960 \cdot 9{,}81 = 188\,400 \text{ N/m}^2 = 1{,}92 \text{ at};$$

$$b) \text{ la } 50°\text{C} \quad \Delta p_r = 20 \cdot 980 \cdot 9{,}81 = 174\,600 \text{ N/m}^2 = 1{,}78 \text{ at}.$$

Presiunea necesară pentru imprimarea vitezei se determină cu formula (1-35):

$$\Delta p_d = \frac{960 \cdot 1{,}414^2}{2} = 960 \text{ N/m}^2.$$

În cazul dat, această valoare, ca și pierderile de presiune datorite rezistențelor locale, se pot neglija.

Scanned with OKEN Scanner

Puterea necesară calculată cu formula (1-32) va fi:

$$a)\ \text{la } 15°C \quad N = \frac{40(7\,010\,000 + 188\,400)}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}5} = 160 \text{ kW};$$

$$b)\ \text{la } 50°C \quad N = \frac{40(383\,000 + 174\,600)}{3\,600 \cdot 0{,}5 \cdot 1\,000} = 12{,}3 \text{ kW}.$$

Deci, la pomparea uleiului rece este necesar un consum suplimentar de energie de $160 - 12{,}3 = 147{,}7$ kW.

În condiţiile problemei, costul energiei electrice suplimentare pentru pompare va fi:

$$147{,}7 \cdot 0{,}40 = 59 \text{ lei/h}.$$

Consumul de căldură pentru încălzirea uleiului de la 15 la 50°C, căldura specifică a acestuia fiind $c = 1{,}68 \cdot 10^3$ J/kg · grd sau $c = 0{,}4$ kcal/kgf · grd, este:

$$Q = \frac{40 \cdot 960 \cdot 1{,}68 \cdot 10^3(50 - 15)}{3\,600} = 625 \cdot 10^3 \text{ J/s} = 625\,000 \text{ W} = 625 \text{ kW}.$$

Căldura de condensare a aburului secundar ($p = 1$ ata) este $r = 2260 \cdot 10^3$ J/kg sau $r = 540$ kcal/kg.

Consumul de abur pentru încălzirea uleiului va fi:

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{625\,000}{2260 \cdot 10^3} = 0{,}276 \text{ kg/s} \approx 1\,000 \text{ kg/h}.$$

Costul unei tone de abur este de 20 lei. Deci, încălzirea uleiului înainte de a fi transportat, la costul aburului şi al energiei electrice menţionate, este convenabilă şi, prin urmare, recomandabilă.

Exemplul 26. Să se deducă formula generală de calcul a coeficientului de frecare în ţevi, pe baza următoarelor date experimentale:

a) La pomparea ţiţeiului cu densitatea relativă de 0,9 printr-o conductă de oţel cu diametrul interior de 300 mm s-au obţinut pe porţiunea dreaptă, cu lungimea de 13 m, următoarele valori pentru pierderile de presiune în funcţie de viteza ţiţeiului:

viteza, în m/s	pierderea de presiune, în N/m²
0,85	738
1,21	1 300
1,54	2 060
1,91	3 020
2,32	4 050

Scanned with OKEN Scanner

b) Se cunosc, de asemenea, următoarele date experimentale pentru apă, care este pompată printr-o conductă dreaptă de oţel cu diametrul interior de 60 mm şi lungimea de 24 m:

viteza, în m/s	pierderea de presiune, în N/m²
0,11	105
0,16	201
0,22	238
0,26	455

Rezolvare. Se calculează valoarea coeficientului de frecare λ pentru ţiţei şi pentru apă cu formula (1—36).

Se determină mai întîi valorile mărimilor constante, folosind datele experienţelor efectuate:

$$A = \frac{L\rho}{2d}.$$

Pentru ţiţei $A = \frac{L\rho}{2d} = \frac{13 \cdot 900}{2 \cdot 0{,}3} = 19\,500.$

Pentru apă $A = \frac{24 \cdot 1\,000}{2 \cdot 0{,}06} = 200\,000.$

Restul calculului este dat în tabela (1—3).

Din tabela (1—3) rezultă că valoarea coeficientului de frecare λ scade cu creşterea vitezei lichidului.

Tabela 1—3

Lichidul	w, m/s,	w^2, m²/s²	Δp, N/m²	$\lambda = \frac{\Delta p}{Aw^2}$
Ţiţei	0,85	0,723	738	0,0522
Ţiţei	1,21	1,46	1300	0,0458
Ţiţei	1,54	2,37	2060	0,0445
Ţiţei	1,91	3,65	3020	0,0424
Ţiţei	2,32	5,38	4050	0,0386
Apă	0,11	0,0121	105	0,0433
Apă	0,16	0,0256	201	0,0392
Apă	0,22	0,0484	238	0,0348
Apă	0,26	0,0676	455	0,0337

Dacă se reprezintă grafic variaţia coeficientului de frecare în funcţie de viteză (fig. 1—16) se obţin două curbe diferite.

Într-o diagramă logaritmică, adică în coordonate $\lg w - \lg\lambda$, se obţin două drepte ale căror ecuaţii aproximative sînt:

— pentru ţiţei $\lg\lambda = -1{,}31 - 0{,}25 \lg w$ sau $\lambda = 0{,}049\ w^{-0{,}25}$;

— pentru apă $\lg\lambda = -1{,}65 - 0{,}3 \lg w$ sau $\lambda = 0{,}0224\ w^{-0{,}3}$.

În felul acesta se obţin două formule empirice diferite, fiecare din ele fiind valabilă numai în condiţiile în care a fost obţinută. Astfel, de exemplu, ultima

Scanned with OKEN Scanner

formulă se poate folosi numai pentru calculul coeficientului de frecare al apei, care curge printr-o țeavă cu diametrul de 60 mm și cu o viteză cuprinsă între 0,1 și 0,3 m/s, la aceeași temperatură la care s-au făcut experiențele.

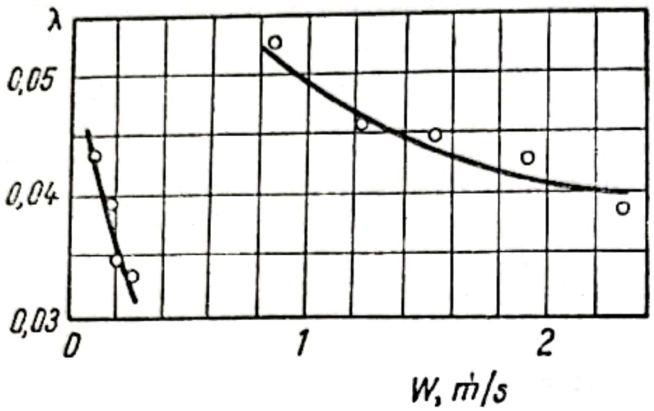


Fig. 1-16. (La exemplul 26.)

Obținerea pe baza datelor experimentale pentru țiței și apă a unei formule de calcul generale, aplicabilă nu numai la țiței și la apă, ci și pentru alte lichide cu viteze, diametre ale conductelor și temperaturi diferite, este posibilă numai cu ajutorul teoriei similitudinii.

Pentru pierderea de presiune prin frecare în conducte, teoria similitudinii exprimă relația (1—36) sub formă criterială [1—1]:

$$Eu = \varphi(Re,\ \Gamma).$$

Astfel, pentru conducte cu o anumită rugozitate a pereților, în domeniul curgerii turbulente, coeficientul de frecare λ depinde numai de mărimea criteriului *Re*:

$$\lambda = f(Re).$$

Prin urmare, pentru a obține o formulă generală trebuie să se determine variația coeficientului de frecare nu în funcție de viteză, așa cum s-a făcut mai sus, ci în funcție de mărimea criteriului *Re*.

Valoarea viscozității cinematice a țițeiului și a apei în cazul experiențelor făcute a fost:

— pentru țiței $\nu = 0{,}8 \cdot 10^{-4}$ m²/s;

— pentru apă $\nu = 10^{-6}$ m²/s.

În tabela 1—4 sînt date valorile pentru *Re* și λ calculate pe baza datelor experimentale.

Dacă se construiește diagrama variației lui λ în funcție de *Re*, se obține o singură curbă pe care se găsesc toate punctele pentru țiței și apă.

În coordonate logaritmice se obține o dreaptă (fig. 1—17). Pe acest grafic, pentru economie de spațiu, pe axa absciselor sînt trecute mărimile $x = \lg Re - 3{,}5$ și nu $\lg Re$, iar pe axa ordonatelor mărimile $y = \lg \lambda + 2$.

Ecuația dreptei obținute este:

$$y = -0{,}254\ x + 0{,}71$$

Tabela 1—4

Lichidul	w	$Re = \frac{wd}{\nu}$	λ	Ig *Re*	Ig λ
Ţiţei	0,85	3 190	0,0522	3,50	$\bar{2},72$
Ţiţei	1,21	4 530	0,0458	3,66	$\bar{2},66$
Ţiţei	1,54	5 780	0,0445	3,76	$\bar{2},65$
Ţiţei	1,91	7 160	0,0424	3,85	$\bar{2},63$
Ţiţei	2,32	8 700	0,0386	3,94	$\bar{2},59$
Apă	0,11	6 600	0,0438	3,82	$\bar{2},64$
Apă	0,16	9 600	0,0392	3,98	$\bar{2},59$
Apă	0,22	13 200	0,0348	4,12	$\bar{2},54$
Apă	0,26	15 600	0,0337	4,19	$\bar{2},53$

sau

$$\lg \lambda + 2 = -0{,}254\ (\lg\ Re - 3{,}5) + 0{,}71,$$

$$\lg\ \lambda = -0{,}254\ \lg\ Re - 0{,}4,$$

de unde

$$\lambda = \frac{0{,}398}{Re^{0{,}254}}.$$

Formula obţinută reprezintă o relaţie generală, care poate fi utilizată pentru calculul coeficientului de frecare în ţevi, nu numai pentru ţiţei şi apă, ci şi pentru orice alte lichide, în limitele valorii criteriului *Re* de la 3 000 la 16 000.

Formula obţinută este valabilă numai pentru conducte a căror rugozitate este identică cu a celor utilizate pentru încercări.

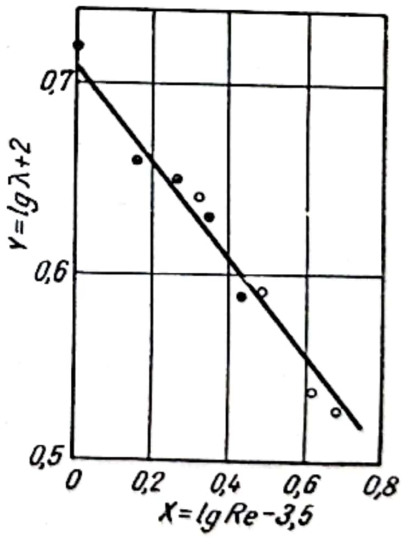


Fig. 1-17. (La exemplul 26).

Pentru că datele experimentale se înşiră pe o dreaptă (fig. 1—17), se poate considera că rugozitatea relativă a pereţilor $\frac{e}{d}$ în experienţele cu ţiţei şi apă a fost aceeaşi. Valoarea ei se poate afla din graficul din figura 1—4,

în care se trec datele experimentale din tabelele 1—3 şi 1—4 reprezentate sub forma $\frac{Eu}{\Gamma} = f\ (Re)$.

Exemplul 27. Pentru studiul experimental al unui proces de fabricaţie în condiţii de laborator s-a construit un model cu dimensiuni reduse la scara 1 : 10 a aparatului industrial.

În aparatul industrial mediul de lucru este aer fierbinte ($t = 100°C$) la presiune atmosferică, care circulă cu o viteză de 3m/s. În modelul de laborator s-a ales ca mediu de lucru aer la presiune atmosferică şi la temperatura de 22°C.

Este posibilă obţinerea în aceste condiţii, a similitudinii hidrodinamice totale între aparatul industrial şi model şi care trebuie să fie, în acest caz, viteza aerului în model?

Rezolvare. Pentru respectarea similitudinii hidrodinamice în aceleaşi condiţii limită este necesară identitatea criteriilor lui Reynolds şi Froude (criteriul lui Euler nu este hotărîtor în cazul dat) în model şi în aparatul industrial, adică:

$$Re = idem;\ Fr = idem,$$

sau, conform relaţiilor (1—25) şi (1—24):

$$\frac{w_1 l_1 \rho_1}{\eta_1} = \frac{w_2 l_2 \rho_2}{\eta_2}$$

şi

$$\frac{w_1^2}{g l_1} = \frac{w_2^2}{g l_2}.$$

În aceste ecuaţii, indicele 1 se referă la aparatul industrial, iar indicele 2 la model.

În condiţiile problemei:

$$w_1 = 3\ \text{m/s};\ l_2 = 0{,}1\ l_1;$$

$$\rho_1 = 1{,}29\frac{273}{373} = 0{,}945\ \text{kg/m}^3;\ \rho_2 = 1{,}29\frac{273}{295} = 1{,}19\ \text{kg/m}^3;$$

$$\eta_1 = 0{,}0215\ \text{cP};\ \eta_2 = 0{,}0185\ \text{cP}.$$

Înlocuind aceste valori în egalitatea $Re = idem$, se găseşte:

$$\frac{3 \cdot l_1 \cdot 0{,}945}{0{,}0215} = \frac{w_2 \cdot 0{,}1 \cdot l_1 \cdot 1{,}19}{0{,}0185},$$

de unde:

$$w_2 = \frac{3 \cdot 0{,}945 \cdot 0{,}0185}{0{,}1 \cdot 0{,}0215 \cdot 1{,}19} = 20{,}5\ \text{m/s}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Prin înlocuirea valorilor cunoscute în egalitatea $Fr = idem$, se obține:

$$\frac{3^2}{l_1} = \frac{w_2^2}{0{,}1\ l_1},$$

de unde:

$$w_2 = \sqrt{0{,}9} = 0{,}946 \text{ m/s}.$$

Rezultatele obținute arată că respectarea similitudinii hidrodinamice perfecte, adică respectarea concomitentă a similitudinii forțelor de frecare și forțelor gravității în model și în aparatul industrial, nu este posibilă în condițiile date. Trebuie deci să se aibă în vedere o reproducere aproximativă a procesului, așa cum se întîmplă în majoritatea cazurilor din practică, adică respectarea unei singure condiții (fie $Re = idem$, fie $Fr = idem$), în funcție de importanța mai mare a uneia dintre aceste condiții. Dacă, de exemplu, pierderile de presiune prin frecare au în cazul de față o importanță mai mare, adică trebuie respectat criteriul Re, viteza aerului în model trebuie să fie de 20,5 m/s.

În cele ce urmează se explică în ce condiții se poate obține simultan similitudinea forțelor de frecare și a forțelor gravității în model și în aparatul industrial.

Din condiția $Re = idem$, adică $\frac{w_1 l_1}{\nu_1} = \frac{w_2 l_2}{\nu_2}$, în care ν este viscozitatea cinematică, rezultă:

$$\frac{w_1}{w_2} = \frac{\nu_1\ l_2}{\nu_2\ l_1}.$$

Din condiția $Fr = idem$, adică $\frac{w_1^2}{l_1} = \frac{w_2^2}{l_2}$, se găsește:

$$\frac{w_1}{w_2} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{1/2},$$

de unde:

$$\frac{\nu_1 l_2}{\nu_2 l_1} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{1/2}, \text{ adică } \frac{\nu_1}{\nu_2} = \left(\frac{l_1}{l_2}\right)^{3/2}.$$

Ultima egalitate exprimă condiția necesară.

Exemplul 28. Să se calculeze diametrul unei conducte cu o lungime de 1 000 m, prin care se transportă 120 kg/h hidrogen, dacă se admite o pierdere de presiune $\Delta p = 110$ mm H_2O.

Densitatea hidrogenului este de 0,0825 kg/m³. Coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}03$.

Rezolvare. În conductele principale lungi de gaz, presiunea gazului se consumă mai ales pentru învingerea frecării; de aceea, se egalează pierderea de presiune admisibilă cu pierderea prin frecare $\Delta p = \Delta p_f$.

Scanned with OKEN Scanner

Deoarece viteza curentului de hidrogen este o mărime necunoscută, se exprimă în funcţie de debitul volumic V şi de diametrul căutat, înlocuind-o apoi în ecuaţia (1—36):

$$w = \frac{V}{0{,}785\ d^2}.$$

Atunci:

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{V^2 \rho}{0{,}785^2\ d^4\ 2}.$$

Rezolvînd această ecuaţie în raport cu diametrul, se obţine:

$$d = C \sqrt[5]{\frac{L V^2 \rho}{\Delta p}}$$

în care:

$$C = \sqrt[5]{\frac{\lambda}{0{,}785^2 \cdot 2}}.$$

În cazul de faţă:

$$C = \sqrt[5]{\frac{0{,}03}{0{,}785^2 \cdot 2}} = 0{,}48.$$

Debitul volumetric de hidrogen, pe secundă, este:

$$V = \frac{120}{0{,}0825 \cdot 3\ 600} = 0{,}405\ \text{m}^3/\text{s}.$$

Deoarece $\Delta p = 110 \cdot 9{,}81 = 1\ 080\ \text{N/m}^2$, rezultă:

$$d = 0{,}48 \sqrt[5]{\frac{0{,}0825 \cdot 0{,}405^2 \cdot 1\ 000}{1\ 080}} = 0{,}2\ \text{m}.$$

Exemplul 29. Să se determine presiunea iniţială necesară pentru transportul unui gaz printr-o conductă, la o distanţă de 100 km, în următoarele condiţii: debitul gazului — 5 000 kg/h; densitatea gazului — 0,65 kg/m³ (la 0°C şi 760 mm Hg); temperatura gazului: 18°C; diametrul conductei — 0,3 m; coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}026$. Presiunea gazului la ieşirea din conductă trebuie să fie de 1,5 ata.

Rezolvare. Ca şi în exemplul precedent, se consideră că pierderile de presiune din conductă se datoresc frecărilor. În cazul conductelor lungi de gaz, pentru determinarea pierderilor de presiune prin frecare se integrează expresia

Scanned with OKEN Scanner

diferențială (semnul minus arată că o dată cu creșterea lungimii conductei, presiunea scade) a formulei (1—36):

$$-\mathrm{d}p = \frac{\lambda}{d} \cdot \frac{\rho w^2}{2} \mathrm{d}L,$$

în care mărimile variabile pe lungimea conductei, respectiv densitatea gazului ρ și viteza w, sînt funcție de presiunea gazului, care se micșorează pe măsură ce gazul se deplasează în conductă. Totodată, produsul ρw, adică viteza masică a curentului, rămîne constant pe lungimea conductei.

Se exprimă ρ și w prin caracteristicile respective ale gazului în condiții normale:

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0 T}, \quad w = w_0 \frac{p_0 T}{p T_0}.$$

Înlocuind aceste mărimi în ecuație, pentru pierderea de presiune, rezultă:

$$-\mathrm{d}p = \frac{\lambda}{2d} \cdot \frac{\rho_0 p T_0}{p_0 T} \cdot \frac{w_0^2 p_0^2 T^2}{p^2 T_0^2} \mathrm{d}L.$$

Considerînd că temperatura T este constantă pe toată lungimea conductei și introducînd toate mărimile constante (coeficientul de frecare λ este constant pe lungimea conductei, la fel ca și criteriul Re) într-un coeficient general:

$$C = \frac{\rho_0 \lambda w_0^2 p_0 T}{2 \cdot d \cdot T_0},$$

ecuația diferențială capătă forma

$$-p\mathrm{d}p = C\mathrm{d}L.$$

Integrînd această ecuație în limitele respective:

$$-\int_{p_{in}}^{p_{fin}} p\mathrm{d}p = C \int_0^L \mathrm{d}L,$$

se obține:

$$\frac{1}{2}(p_{in}^2 - p_{fin}^2) = CL$$

sau

$$p_{in}^2 - p_{fin}^2 = 2CL.$$

În condițiile problemei, viteza gazului, la 0° și 760 mm Hg, este:

$$w_0 = \frac{5\,000}{0{,}65 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}3^2} = 30 \text{ m/s}.$$

Prin urmare,

$$C = \frac{0{,}026 \cdot 0{,}65 \cdot 30^2 \cdot 10\,000 \cdot 291 \cdot 9{,}81}{1 \cdot 0{,}3 \cdot 273} = 266 \cdot 10^4.$$

Scanned with OKEN Scanner

Înlocuind mărimile date şi calculate în ecuaţia obţinută pentru conducte lungi de gaz, se găseşte:

$$p_{in}^2 - (14{,}7 \cdot 10^4)^2 = 2 \cdot 266 \cdot 10^4 \cdot 10^5.$$

Efectuînd calculele, se găseşte că presiunea iniţială a gazului în reţea trebuie să fie:

$$p_{in} = 71 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 7{,}3 \text{ ata.}$$

Exemplul 30. Să se determine diametrul util cel mai economic al unei conducte de gaz, care să transporte 6 000 m³ N/h metan la o distanţă de 4 km. Randamentul suflantei şi al motorului electric este de 0,5.

Costul a 1 kWh este de 40 bani, iar amortizarea conductei reprezintă 24 lei pe an pe 1 m lungime şi 1 m diametru. Costul reparaţiei (exploatării) conductei este de 18 lei pe an pe o lungime de 1 m şi 1 m diametru.

Rezolvare. Se consideră cu aproximaţie $\lambda = 0{,}03$ şi pierderile prin rezistenţe locale 10% din totalul pierderilor prin frecare.

Se calculează debitul şi viteza gazului la temperatura convenţională de 30°C:

$$V = \frac{6\,000 \cdot 303}{3\,600 \cdot 273} = 1{,}85 \text{ m}^3/\text{s};$$

$$w = \frac{V}{0{,}785\,d^2} = \frac{1{,}85}{0{,}785\,d^2} = \frac{2{,}36}{d^2} \text{ m/s}.$$

Dacă în formula (1—34) se neglijează presiunea consumată pentru a imprima curentului de gaz viteza necesară, pentru o conductă orizontală de gaz la care $\Delta p_{st} = 0$, se obţine:

$$\Delta p = \Delta p_f + \Delta p_{rl} = 1{,}1\,\Delta p_f,$$

adică:

$$\Delta p = \frac{1{,}1\,\lambda L w^2 \rho}{d \cdot 2} = \frac{1{,}1 \cdot 0{,}03 \cdot 4\,000 \cdot 2{,}36^2 \cdot 0{,}64}{d \cdot 2 \cdot d^4} = \frac{235}{d^5} \text{ N/m}^2,$$

în care densitatea metanului este:

$$\rho = \frac{16 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 303} = 0{,}64 \text{ kg/m}^3.$$

Puterea consumată se calculează cu formula (1—32), considerînd că $\Delta p < 0{,}1$ at (la sfîrşitul calculului se va verifica acest lucru):

$$N = \frac{V\Delta p}{1\,000\,\eta} = \frac{1{,}85 \cdot 235}{1\,000 \cdot 0{,}5\,d^5} = \frac{0{,}87}{d^5} \text{ kW}.$$

1 kW-an costă $0{,}40 \cdot 24 \cdot 330 = 3\,160$ lei, considerînd 330 de zile lucrătoare pe an.

Scanned with OKEN Scanner

Prin urmare, costul anual al energiei electrice, în funcție de diametrul conductei, se poate exprima prin formula:

$$E = \frac{0{,}87 \cdot 3\,160}{d^5} = \frac{2\,750}{d^5} \text{ lei/an.}$$

În mod asemănător se exprimă costul anual al amortizării conductei:

$$A = 24\ Ld = 24 \cdot 4\,000\ d = 96\,000\ d \text{ lei/an.}$$

Costul reparației (exploatării conductei este dat de relația:

$$R = 18\ Ld = 72\,000\ d \text{ lei/an.}$$

Costul anual total, în funcție de diametru, se exprimă prin ecuația:

$$E + A + R = \frac{2\,750}{d^5} + 168\,000\ d \text{ lei/an.}$$

Pentru găsirea diametrului minim al conductei se egalează derivata ecuației de mai sus cu zero:

$$\frac{\partial(E + A + R)}{\partial d} = -5 \cdot 2\,750\ d^{-6} + 168\,000 = 0.$$

Din ultima ecuație se obține:

$$d = 0{,}66 \text{ m.}$$

Această valoare reprezintă mărimea celui mai economic diametru al conductei de gaz.

Se verifică pierderea de presiune în conducta cu diametrul de 0,66 m:

$$\Delta p = \frac{235}{d^5} = \frac{235}{0{,}66^5} = 1\,980 \text{ N/m}^2 = 0{,}0193 \text{ at,}$$

adică mai puțin de 0,1 at, așa cum s-a considerat în calcul.

Exemplul 31. Să se determine rezistența hidraulică a spațiului tubular al unui schimbător de căldură tubular cu două treceri, în care se preîncălzesc 16 tone/h soluție 15% de clorură de calciu de la 15°C la 80°C. Soluția circulă prin țevi de oțel cu diametrul de 38 × 2,5 mm. Numărul total al țevilor în schimbătorul de căldură este de 52. Diametrul interior al mantalei este de 625 mm, lungimea țevilor de 1 500 mm, înălțimea spațiului de distribuție (camera de deasupra țevilor) de 200 mm (fig. 1—18). Diametrul ștuțurilor de intrare și ieșire a soluției este de 75 × 3,5 mm.

Rezolvare. În acest exemplu trebuie să se determine pierderea de presiune în cazul unui curent neizoterm. Deoarece în cazul de față este vorba de curgerea turbulentă a unui curent de lichid care se încălzește, rezistența hidraulică

Scanned with OKEN Scanner

se va calcula aproximativ la fel ca şi pentru un curent izoterm, făcînd o eroare în sensul măririi pierderii de presiune, adică mărind coeficientul de corecţie (v. exemplul 33).

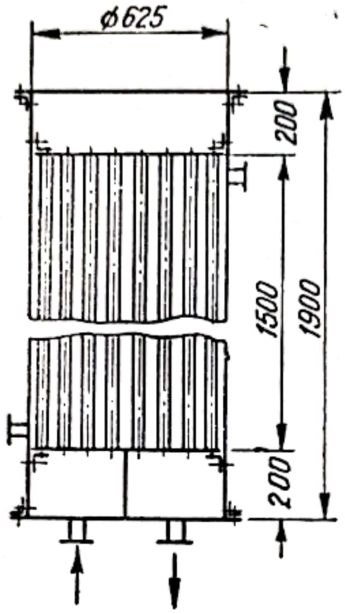


Fig. 1-18. (La exemplul 31).

Se determină mai întîi constantele de calcul.

Temperatura medie a soluţiei este:

$$\frac{15 + 80}{2} = 47{,}5°C.$$

Densitatea soluţiei apoase de 15% $CaCl_2$ este de 1 100 kg/m³.

Viscozitatea soluţiei se calculează folosind *Manualul mărimilor fizice, chimice şi tehnologice* din *Enciclopedia tehnică* (vol. X)*, în care se dau următoarele valori pentru viscozitatea soluţiilor apoase de $CaCl_2$, la 40°C:

M	2	4
η_s	1,82	3,73

în care:

M este numărul de moli de sare la 1 000 g apă;

$\eta_s = \frac{\eta_{sol}}{\eta_{apă}}$ — viscozitatea specifică, adică raportul dintre viscozitatea soluţiei şi viscozitatea apei la aceeaşi temperatură.

Pentru soluţia de 15% de $CaCl_2$

$$M = \frac{150 \cdot 1000}{850 \cdot 111} = 1{,}59,$$

în care 111 reprezintă masa molară a clorurii de calciu.

* *Tehniceskaia Enţiklopediia — Spravocinik fiziceskih, himiceskih i tehnologhiceskih velicin.* Vol. X, 1933.

Considerînd că viscozitatea specifică este aproximativ proporţională cu concentraţia, pentru soluţia de 15% de $CaCl_2$ se obţine:

$$\eta_s = \frac{1{,}82 \cdot 1{,}59}{2} = 1{,}45.$$

Viscozitatea apei la 47,5°C este de 0,573 cP (tabela V). Prin urmare, viscozitatea soluţiei 15% de $CaCl_2$ este:

$$1{,}45 \cdot 0{,}573 = 0{,}83 \text{ cP}.$$

Viteza de circulaţie a soluţiei în ţevi se determină din ecuaţia debitului (fiecare trecere are 26 de ţevi):

$$w = \frac{V}{S} = \frac{16\,000}{1\,100 \cdot 3\,600 \cdot 26 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}033^2} = 0{,}182 \text{ m/s}.$$

Criteriul lui Reynolds are valoarea:

$$Re = \frac{dw\rho}{\eta} = \frac{0{,}033 \cdot 0{,}182 \cdot 1\,100}{0{,}83 \cdot 10^{-3}} = 7950.$$

Presiunea necesară pentru imprimarea vitezei este:

$$\Delta p_d = \frac{\rho w^2}{2} = \frac{1\,100 \cdot 0{,}182^2}{2} = 18{,}2 \text{ N/m}^2.$$

Se determină pierderea de presiune datorită frecării (în ţevi).

Din diagramă (fig. 1—3) rezultă că pentru $Re = 7\,950$, coeficientul de frecare este $\lambda = 0{,}039$. Lungimea ţevilor pentru două treceri este $L = 1{,}5 \cdot 2 = 3{,}0$ m. Atunci:

$$\Delta p_f = \frac{0{,}039 \cdot 3}{0{,}033} 18{,}2 = 64{,}7 \text{ N/m}^2.$$

Se determină apoi pierderea de presiune datorită rezistenţelor locale.

La trecerea prin schimbătorul de căldură cu mai multe treceri, curentul face cîteva coturi şi suferă cîteva lărgiri şi îngustări de secţiune. Se calculează mai întîi secţiunile curentului în diferitele părţi ale schimbătorului de căldură.

Secţiunea transversală a ştuţurilor este:

$$S_1 = 0{,}785 \cdot 0{,}068^2 = 0{,}00364 \text{ m}^2.$$

Secţiunea camerei de distribuţie pentru o trecere reprezintă jumătate din secţiunea totală a schimbătorului de căldură şi este egală cu:

$$S_2 = \frac{0{,}785 \cdot 0{,}625^2}{2} = 0{,}154 \text{ m}^2.$$

Secţiunea celor 26 de ţevi ale schimbătorului de căldură prin care se face prima trecere este:

$$S_3 = 0{,}785 \cdot 0{,}033^2 \cdot 26 = 0{,}022 \text{ m}^2.$$

Coeficienţii rezistenţelor locale (tab. XII) au valorile:

a) la trecerea curentului din ştuţ în camera de distribuţie (lărgire bruscă):

$$\zeta_1 = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}00364}{0{,}154}\right)^2 = 0{,}955;$$

b) la trecerea curentului din camera de distribuţie în ţevile primei treceri (îngustare bruscă):

$$\frac{S_3}{S_2} = \frac{0{,}022}{0{,}154} = 0{,}143; \qquad \zeta_2 \approx 0{,}45;$$

c) la ieşirea curentului din ţevile primei treceri în camera de distribuţie (lărgire bruscă):

$$\zeta_3 = \left(1 - \frac{S_3}{S_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0{,}022}{0{,}154}\right)^2 = 0{,}74;$$

d) la trecerea curentului din camera de distribuţie în a doua trecere (îngustare bruscă):

$$\frac{S_3}{S_2} = \frac{0{,}022}{0{,}154} = 0{,}143; \qquad \zeta_4 \approx 0{,}45;$$

e) la ieşirea curentului din ţevile celei de-a doua treceri în camera de distribuţie (lărgire bruscă):

$$\zeta_5 = \left(1 - \frac{0{,}022}{0{,}154}\right)^2 = 0{,}74;$$

f) la ieşirea curentului prin ştuţ (îngustare bruscă):

$$\frac{S_1}{S_2} = \frac{0{,}00364}{0{,}154} = 0{,}02; \qquad \zeta_6 \approx 0{,}5.$$

Pentru punctele *a)* şi *f)* pierderea de presiune datorită rezistenţelor locale se calculează ţinînd seama de viteza soluţiei în ştuţuri, care este:

$$w = \frac{16\,000}{1\,100 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}068^2} = 1{,}11 \text{ m/s}.$$

Pierderea de presiune pentru imprimarea vitezei este:

$$\Delta p_d = \frac{1\,100 \cdot 1{,}11^2}{2} = 677 \text{ N/m}^2,$$

$$\Sigma\zeta = 0{,}955 + 0{,}5 = 1{,}46,$$

$$\Delta p_{a,f} = \Sigma\zeta \frac{w^2\rho}{2} = 1{,}46 \cdot 677 = 998 \text{ N/m}^2.$$

Scanned with OKEN Scanner

Pentru punctele *b)*, *c)*, *d)*, *e)* calculul rezistenţelor locale trebuie făcut avînd în vedere viteza soluţiei, care, după cum s-a stabilit mai sus, este egală cu 0,182 m/s:

$$\Sigma\zeta = 0{,}45 + 0{,}74 + 0{,}45 + 0{,}74 = 2{,}38,$$

$$\Delta p_{b,c,d,e} = 2{,}38 \cdot 18{,}2 = 43{,}3 \ \text{N/m}^2.$$

La trecerea curentului în camera de distribuţie superioară de la un fascicul de ţevi la altul, acesta face două coturi de 90°. Pentru simplificarea calculului, aceste rezistenţe locale se calculează aproximativ, folosind în acest scop viteza soluţiei din ţevi:

$$\Sigma\zeta = 2 \cdot 1{,}1 = 2{,}2,$$

$$\Delta p = 2{,}2 \cdot 18{,}2 = 40 \ \text{N/m}^2.$$

Pierderea totală de presiune datorită rezistenţelor locale este suma pierderilor calculate:

$$\Delta p_{rl} = 998 + 43{,}3 + 40 = 1081{,}3 \ \text{N/m}^2.$$

Rezistenţa totală a schimbătorului de căldură în spaţiul tubular este deci:

$$\Delta p = 64{,}7 + 1\,081{,}3 = 1\,146 \ \text{N/m}^2 = 0{,}0117 \ \text{at}.$$

Exemplul 32. Să se determine rezistenţa hidraulică a spaţiului intertubular al unui preîncălzitor de aer, compus dintr-un fascicul de ţevi de oţel cu diametrul de 30 × 2,5 mm aşezate decalat. Perpendicular pe fasciculul de ţevi circulă un curent de aer, care se încălzeşte de la 20 la 100°C. Viteza aerului în secţiunea cea mai îngustă a fasciculului este de 16 m/s. Numărul de rînduri de ţevi în fascicul este de 20. Pasul transversal $s_1 = 42$ mm, pasul longitudinal $s_2 = 48$ mm (v. fig. 1—5).

Rezolvare. Calculul rezistenţei hidraulice pentru un curent de gaz turbulent şi neizoterm se face la fel ca şi pentru un curent izoterm (v. p. 39 şi 79).

Se determină:

$$\frac{s_1}{d} = \frac{42}{30} = 1{,}4 \ \text{şi} \ \frac{s_2}{d} = \frac{48}{30} = 1{,}6. \ \text{Deoarece} \ \frac{s_1}{d} < \frac{s_2}{d},$$

rezultă că pentru calcul se foloseşte formula (1—51):

$$Eu = (2 + 3{,}3 \ m) \ Re^{-0{,}23}.$$

Se determină criteriul lui Reynolds.

Temperatura medie a aerului este $\frac{100 + 20}{2} = 60$°C. Viscozitatea aerului la 60°C este de 0,02 cP (fig. VI). Densitatea aerului la 60°C şi presiune atmosferică are valoarea:

$$\rho = 1{,}29 \frac{273}{333} = 1{,}06 \ \text{kg/m}^3;$$

$$Re = \frac{16 \cdot 0{,}03 \cdot 1{,}06}{0{,}02 \cdot 10^{-3}} = 25\,400;$$

$$Eu = (2 + 3{,}3 \cdot 20) \ 25\,400^{-0{,}23} = 68 \cdot 0{,}059 = 4.$$

Scanned with OKEN Scanner

La calculul pierderii de presiune a curentului de aer care trece printre țevile fasciculului se obține:

$$\Delta p = Eu\ w^2\ \rho = 4 \cdot 16^2\ 1{,}06 = 1\,085\ \text{N/m}^2 = 0{,}0111\ \text{at.}$$

Exemplul 33. Prin spațiul intertubular al unui schimbător de căldură tubular (fig. 1—19), paralel cu axa țevilor, circulă un curent de anilină cu viteza

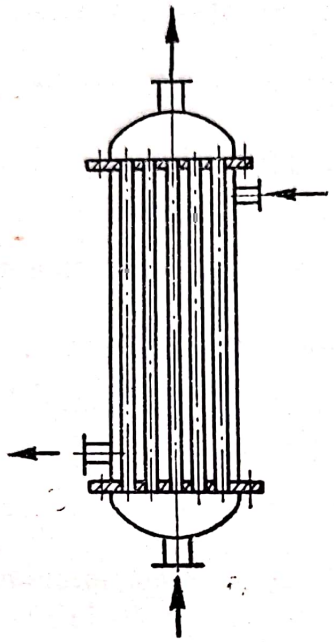


Fig. 1-19 (La exemplul 33).

de 0,5 m/s. Schimbătorul de căldură are 19 țevi de oțel cu diametrul de 26 × 2,5 mm și lungimea de 2,7 m. Diametrul interior al mantalei schimbătorului este de 200 mm. Anilina se răcește în schimbătorul de căldură cu ajutorul apei, de la 100 pînă la 40°C.

Să se determine pierderea de presiune datorită frecării curentului de anilină: *a)* considerînd curentul izoterm și neglijînd diferența între temperatura peretelui țevii și temperatura anilinei; *b)* pentru curent neizoterm, considerînd temperatura medie a peretelui țevii egală cu 25°C.

Rezolvare. a) Pentru un curent izoterm pierderea de presiune prin frecare se calculează cu formula (1—36) la temperatura medie a anilinei $\frac{100 + 40}{2} = 70$°C.

Diametrul echivalent al spațiului intertubular al schimbătorului de căldură este:

$$d_{ech} = \frac{4S}{P} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{200^2 - 19 \cdot 26^2}{200 + 19 \cdot 26} = 39{,}2\ \text{mm},$$

în care:

D este diametrul interior al mantalei;
d — diametrul exterior al țevii;
n — numărul de țevi.

Se determină valoarea criteriului lui Reynolds:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0{,}5 \cdot 0{,}0392 \cdot 1\,040}{1{,}4 \cdot 10^{-3}} = 14\,600,$$

în care:

1 040 este densitatea anilinei, în kg/m³ (tabela III);
1,4 — viscozitatea anilinei la 70°, în cP (fig. V).

Din graficul reprezentat în figura (1—3) se găsește valoarea coeficientului de frecare λ pentru țevi de oțel:

$$\lambda = 0{,}032.$$

Pierderea de presiune prin frecare este

$$\Delta p = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{w^2\rho}{2} = \frac{0{,}032 \cdot 2{,}7 \cdot 0{,}5^2 \cdot 1\,040}{0{,}0392 \cdot 2} = 286 \text{ N/m}^2.$$

b) Dacă curentul este neizoterm (temperatura peretelui diferă de temperatura lichidului), atunci valoarea Δp_f pentru regim turbulent la curent izoterm trebuie înmulțită cu un coeficient de corecție (v. p. 39) a cărui valoare este dată de relația:

$$x = \left(\frac{Pr_p}{Pr_1}\right)^{1/3},$$

în care: Pr_p este criteriul lui Prandtl pentru lichidul care curge la temperatura peretelui țevii;
Pr_1 — criteriul lui Prandtl pentru lichidul care curge la temperatura lui medie.

Valorile criteriului Prandtl pentru anilină se găsesc în nomograma din figura XIII:

$$t_p = 25°\text{C}, \quad Pr_{25°} = 47;$$
$$t_1 = 70°\text{C}, \quad Pr_{70°} = 16{,}5.$$

Pierderea de presiune prin frecare pentru curentul neizoterm de anilină este:

$$\Delta p_f = 286\left(\frac{47}{16{,}5}\right)^{1/3} = 405 \text{ N/m}^2,$$

adică mult mai mare decît pentru curentul izoterm.

Deoarece pentru toate lichidele criteriul lui Prandtl scade cu creșterea temperaturii (fig. XIII), rezultă că coeficientul de corecție x la regim turbulent, pentru cazul răcirii lichidului ($t_p < t_1$), va fi totdeauna mai mare decît unitatea, iar pentru cazul încălzirii lichidului ($t_p > t_1$), mai mic decît unitatea.

Exemplul 34. Să se determine rezistența hidraulică a unui scruber folosit la îndepărtarea prin spălare cu apă a vaporilor de acetonă din aer. Diametrul scruberului este de 810 mm, iar înălțimea de 9 m. Umplutura este formată

din inele ceramice cu dimensiunile 25 × 25 × 3 mm. Densitatea de stropire este de 18 $m^3/m^2 \cdot h$. Prin scruber trec 1 000 m^3N aer pe oră. Presiunea în scruber este de 0,4 at, temperatura de 20°C.

Rezolvare. Se determină mai întîi rezistenţa hidraulică a umpluturii uscate cu formula (1—54).

Densitatea gazului este:

$$\rho_g = \frac{1{,}29 \cdot 273 \cdot 1{,}4}{293} = 1{,}68 \text{ kg/m}^3,$$

în care 1,29 este densitatea aerului la 0°C şi 760 mm Hg, în kg/m^3N.

Viteza fictivă a gazului w_f, adică viteza calculată în raport cu secţiunea totală a scruberului, este:

$$w_f = \frac{1\,000 \cdot 1{,}29}{1{,}68 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}81^2} = 0{,}41 \text{ m/s}.$$

Viscozitatea aerului la 20°, $\eta_g = 0{,}018$ cP (fig. VI).

Din tabela XVI se găseşte că pentru inelele ceramice cu dimensiunile 25 × 25 × 3 mm, suprafaţa specifică şi volumul liber sînt:

$$\sigma = 204 \text{ m}^2/\text{m}^3, \quad V_l = 0{,}74 \text{ m}^3/\text{m}^3.$$

Criteriul lui Reynolds are valoarea (formula 1—55 *a*):

$$Re_g = \frac{4w_f\rho_g}{\sigma\eta_g} = \frac{4 \cdot 0{,}41 \cdot 1{,}68}{204 \cdot 0{,}018 \cdot 10^{-3}} = 750.$$

Coeficientul de rezistenţă λ, calculat cu formula (1—57), este:

$$\lambda = \frac{16}{750^{0.2}} = 4{,}28.$$

Se determină rezistenţa umpluturii uscate cu ecuaţia (1—55):

$$\Delta p_{usc} = \frac{\lambda H w_f^2 \rho_g \sigma}{4V_l^3 \cdot 2} = \frac{4{,}28 \cdot 9 \cdot 204 \cdot 0{,}41^2 \cdot 1{,}68}{4 \cdot 0{,}74^3 \cdot 2} = 687 \text{ N/m}^2.$$

Se determină parametrul de stropire A.

Densitatea de stropire masică pe secundă este:

$$L = \frac{18 \cdot 1\,000}{3\,600} = 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}.$$

Viscozitatea apei la 20°, $\eta_l = 1$ cP.

Criteriul lui Reynolds pentru lichid are valoarea (formula 1—65):

$$Re_1 = \frac{4L}{\sigma\eta_1} = \frac{4 \cdot 5}{204 \cdot 10^{-3}} = 98.$$

Valoarea lui b se calculează cu ecuaţia (1—64):

$$b = \frac{1{,}74}{98^{0.3}} = 0{,}44.$$

Scanned with OKEN Scanner

Parametrul de stropire A se calculează cu formula (1—63):

$$A = 3\sqrt[3]{\left(\frac{5}{1\,000}\right)^2 \frac{204 \cdot 0{,}44}{0{,}74^3 \cdot 2 \cdot 9{,}81}} = 0{,}197.$$

Coeficientul de creştere a rezistenţei τ pentru umplutura udată se determină cu formula (1—59):

Se calculează mai întîi expresia:

$$1{,}65 \cdot 10^{-10} \frac{\sigma^3}{V_l} = 1{,}65 \cdot 10^{-10} \frac{204^3}{0{,}74} = 0{,}0019,$$

$$\tau = \frac{1}{(1 - 0{,}0019 - 0{,}197)^3} = \frac{1}{0{,}8^3} = 1{,}95.$$

Rezistenţa umpluturii udate se determină cu formula (1—58):

$$\Delta p_{ud} = \tau \Delta p_{usc} = 1{,}95 \cdot 687 = 1\,340 \text{ N/m}^2 \text{ sau } 0{,}0137 \text{ at.}$$

PROBLEME*

1. Să se determine relaţia între unităţile de densitate în sistemele MKfS şi SI.

2. Sulfura de carbon este de 1,29 ori mai grea decît apa. Să se determine greutatea specifică şi densitatea ei în sistemele SI şi MKfS.

3. Să se determine dimensiunea presiunii în sistemul CGS.

4. Să se găsească masa molară şi densitatea gazului de apă la $t = 90°C$ şi $p = 1{,}2$ ata. Compoziţia gazului de apă în procente de volum este: H_2 — 50%; CO — 40%; N_2 — 5%; CO_2 — 5%.

5. Să se determine în unităţile sistemului SI densitatea bioxidului de carbon la $t = 85°C$ şi $p = 42$ at. Presiunea atmosferică este de 760 mm Hg.

6. Compoziţia produselor de ardere a 1 kg gaz de cocserie (în kg) este: CO_2 — 1,45; N_2 — 8,74; H_2O — 1,92. Să se găsească compoziţia în volume a produselor de ardere.

7. Depresiunea într-un turn de uscare al unei fabrici de acid sulfuric se măsoară cu un vacuummetru în formă de U, umplut cu acid sulfuric cu densitatea de 1 800 kg/m³. Vacuumetrul indică 3 cm. Care este presiunea absolută în turn, exprimată în N/m², dacă presiunea barometrică este de 750 mm Hg?

* Răspunsurile la probleme sînt date la sfîrşitul cărţii.

Scanned with OKEN Scanner

8. Un manometru fixat pe o conductă plină cu lichid indică o presiune de 0,18 kgf/cm². La ce înălţime h deasupra punctului de fixare a manometrului se ridică lichidul în piezometrul deschis, dacă acest lichid este: *a)* apă, *b)* tetraclorură de carbon (fig. 1—20)?

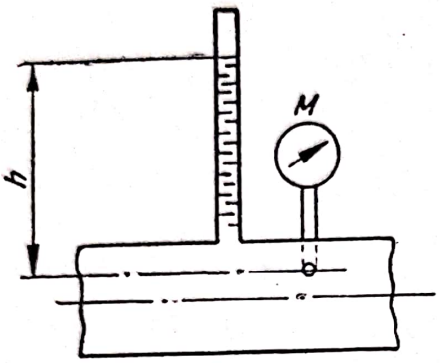


Fig. 1-20. (La problema 8).

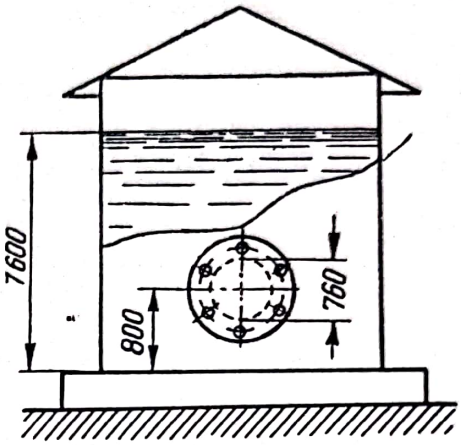


Fig. 1-21. (La problema 9).

9. Înălţimea nivelului de păcură într-un rezervor este de 7,6 m (fig. 1—21). Densitatea relativă a păcurii este de 0,96. La înălţimea de 800 mm de la fundul rezervorului se găseşte o gură de vizitare rotundă, cu diametrul de 760 mm, al cărui capac este fixat cu şuruburi cu diametrul de 10 mm. Admiţînd că fixarea capacului se face cu şuruburi a căror rezistenţă de rupere este de 700 kgf/cm², să se determine numărul de şuruburi necesar. Să se determine, de asemenea, presiunea păcurii pe fundul rezervorului.

10. Asupra unui piston mic cu diametrul de 40 mm al unei prese hidraulice manuale (fig. 1—22) acţionează o forţă de 589 N (60 kg). Neglijînd pierderile,

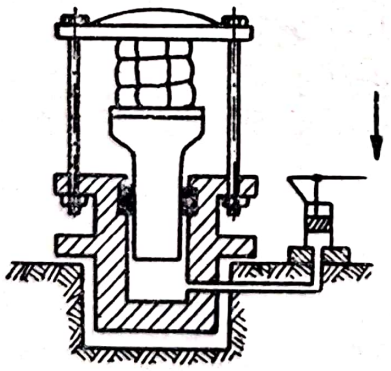


Fig. 1-22. (La problema 10).

să se determine forţa care acţionează asupra obiectului presat, dacă diametrul pistonului mare este de 300 mm.

11. Să se determine dimensiunile viscozităţii din ecuaţia lui Hagen-Poiseuille: *a)* în sistemul SI, *b)* în sistemul MKfS.

Scanned with OKEN Scanner

12. Viscozitatea unui lichid la 50°C este de 30 cP. Densitatea relativă a lichidului este de 0,9. Să se determine: *a)* viscozitatea cinematică, *b)* viscozitatea exprimată în grade convenţionale (VC).

13. Să se determine viscozitatea la 20°C şi la presiunea atmosferică a unui amestec de hidrogen şi azot, care conţine 75% hidrogen şi 25% azot (în volume).

14. Se ştie că viscozitatea uleiului de in la 30°C este de 0,331 poise, iar la 50°C de 0,176 poise. Care este viscozitatea acestui ulei la 90°C (se va folosi regula variaţiei liniare, luînd ca lichid standard, de exemplu, glicerina de 100%)?

15. Să se aleagă după STAS (tabela XIV) o ţeavă de oţel pentru a transporta cu o viteză de 0,5 m/s 3 t/h dintr-o soluţie a cărei densitate relativă este de 1,22.

16. Un răcitor vertical este format din 19 ţevi cu diametrul de 20 × 2 mm (fig. 1—19). În spaţiul tubular al răcitorului intră apă pe o conductă cu diametrul de 57 × 3,5 mm. Viteza apei în această conductă este de 1,4 m/s. Apa de răcire circulă de jos în sus. Să se determine viteza apei în ţevile răcitorului.

17. Prin ţevile unui schimbător de căldură format din 379 de ţevi cu diametrul de 16 × 1,5 mm trece azot în cantitate de 6 400 m^3N/h la o presiune de 3 at. Azotul intră în schimbător la 120°C şi se răceşte pînă la 30°C. Să se determine viteza azotului la intrarea şi ieşirea din ţevile schimbătorului de căldură.

18. Un răcitor constă din 2 ţevi concentrice de oţel avînd $d = 30 \times 3{,}0$ mm şi $D = 56 \times 3{,}2$ mm. Prin ţeava interioară trec 3,73 t/h saramură cu densitatea de 1 150 kg/m^3. În spaţiul dintre cele două ţevi trec 160 kg /h gaz la presiunea de 3 ata şi la temperatura medie de 0°C. Densitatea gazului în condiţii normale este de 1,2 kg/m^3N. Să se calculeze vitezele liniare ale gazului şi lichidului.

19. Care trebuie să fie diametrul ţevii exterioare în condiţiile problemei precedente, dacă gazul se găseşte la presiunea atmosferică, avînd însă aceeaşi viteză liniară şi acelaşi debit gravimetric?

20. Să se calculeze într-o formă generală raza hidraulică pentru o secţiune complet umplută, de formă circulară, inelară, pătrată, dreptunghiulară şi în formă de triunghi echilateral.

21. Să se determine diametrul echivalent al spaţiului intertubular al unui schimbător de căldură format din 61 ţevi cu diametrul de 38 × 2,5 mm. Diametrul interior al mantalei este de 625 mm.

22. Să se determine regimul de curgere a apei în spaţiul inelar al unui schimbător de căldură tip „ţeavă în ţeavă". Ţeava exterioară are $d = 95 \times 3{,}0$ mm, iar cea interioară are $d = 57 \times 3{,}0$ mm; debitul de apă este de 3,6 m^3/h, temperatura de 20°C.

Scanned with OKEN Scanner

23. Să se determine regimul de curgere a alcoolului etilic printr-o serpentină confecţionată dintr-o ţeavă cu diametrul de 40 × 2,5 mm. Diametrul spirei serpentinei este de 570 mm, viteza alcoolului de 0,13 m/s, temperatura medie de 52°C.

24. Să se determine viteza locală de-a lungul axei unei conducte cu diametrul de 57×3,5 mm, prin care curge acid acetic în cantitate de 200 l/h la 38°C.

25. În mijlocul unei conducte cu diametrul interior de 320 mm este fixat un tub Pitot (fig. 1—23), al cărui manometru diferenţial indică h=5,8 mm H_2O.

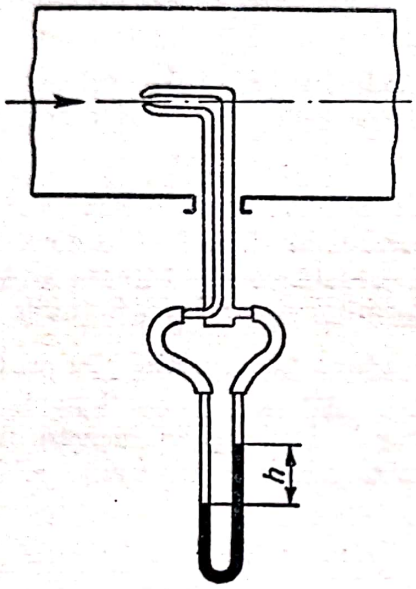


Fig. 1-23. (La problema 25).

Prin conductă trece aer uscat, la presiune atmosferică şi la 21°C. Să se determine debitul masic de aer, dacă s-a găsit că raportul între viteza medie şi viteza maximă este 0,89.

26. Printr-o deschidere cu diametrul de 10 mm, situată la fundul unui vas deschis, în care se menţine un nivel constant de lichid la înălţimea de 900 mm, se scurg 750 l lichid pe oră. Să se determine coeficientul de debit. După cît timp se goleşte rezervorul dacă se întrerupe alimentarea lui cu lichid? Diametrul rezervorului este de 800 mm.

27. Într-un rezervor de presiune cu secţiunea de 3 m² intră apă. La fundul rezervorului se găseşte o gură de golire. În momentul stabilirii regimului de curgere constant, cantitatea de apă care se scurge prin gura de golire este egală cu cantitatea de apă care intră, iar nivelul apei se menţine la înălţimea de 1 m. Dacă se întrerupe alimentarea cu apă, nivelul va scădea şi în 100 s rezervorul se goleşte. Să se determine debitul de alimentare cu apă a rezervorului.

28. Printr-o conductă orizontală cu diametrul interior de 200 mm curge un ulei mineral cu densitatea relativă de 0,9. În conductă este fixată o dia-

Scanned with OKEN Scanner

fragmă (v. fig. 1—13) cu marginile ascuțite (coeficientul de debit 0,61). Diametrul orificiului diafragmei este de 76 mm. Un manometru diferențial cu mercur indică o diferență de presiune înainte și după diafragmă de 102 mmHg. Să se determine viteza și debitul uleiului.

29. Pe o conductă cu diametrul de 160 × 5 mm este fixat un măsurător de debit — tub Venturi (fig. 1—24), al cărui diametru interior în porțiunea îngustă este de 60 mm. Prin conductă trece etan la presiune atmosferică și la 25°C. Indicația manometrului diferențial al tubului Venturi este de 32 mm H_2O. Să se determine debitul masic al etanului care trece prin conductă, în kg/h, considerînd un coeficient de debit de 0,97.

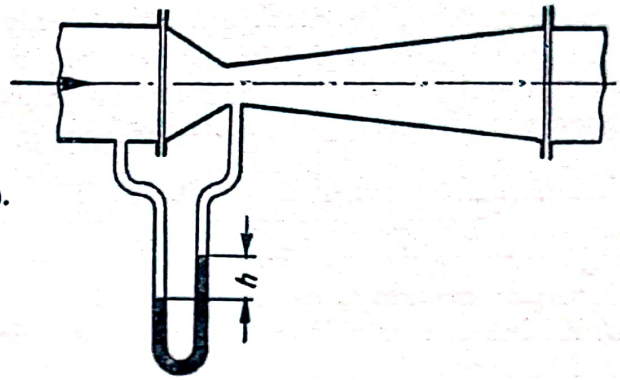


Fig. 1-24. (La problema 29).

30. Să se determine pierderea de presiune prin frecare pentru apă, care circulă printr-o țeavă de alamă cu diametrul de 19 × 2 mm și lungimea de 10 m. Viteza apei este de 2 m/s, temperatura de 55°C.

31. Să se determine pierderea de presiune prin frecare într-o serpentină de plumb prin care curge acid sulfuric de 60% cu viteză de 0,7 m/s, la o temperatură medie de 55°C. Diametrul interior al serpentinei este de 50 mm, diametrul spirei serpentinei de 800 mm, iar numărul de spire 20. Lungimea serpentinei se va determina aproximativ după numărul de spire și diametrul lor.

32. Printr-o țeavă de oțel cu diametrul interior de 200 mm și lungimea de 1 000 m se transportă hidrogen cu un debit de 120 kg/h. Presiunea medie în sistem este de 1530 mm Hg. Temperatura gazului este de 27°C. Să se determine pierderea de presiune prin frecare.

33. Să se calculeze pierderea de presiune a aburului într-o conductă orizontală de oțel, lungă de 50 m și cu diametrul de 108 × 4 mm. Presiunea aburului este de 6 ata, viteza aburului de 25 m/s.

34. Cum variază pierderea de presiune prin frecare într-o conductă orizontală pentru gaze prin care trece azot, dacă se menține același debit masic de azot și *a)* se mărește presiunea azotului de la 1 la 10 ata, temperatura rămînînd neschimbată; *b)* se mărește temperatura azotului de la 0 la 80°C, păstrînd aceeași presiune.

Scanned with OKEN Scanner

35. O conductă de apă debitează 10 m³ apă pe oră. Cîtă apă va debita pe oră o conductă al cărei diametru este dublu, dacă pierderea de presiune prin frecare este aceeaşi ? Coeficientul de frecare se consideră constant, iar curgerea turbulentă.

36. Printr-o conductă orizontală dreaptă, cu lungimea de 150 m trebuie să se transporte 10 m³/h lichid. Pierderea de presiune admisibilă este de 10 m lichid. Să se calculeze care trebuie să fie diametrul conductei, admiţînd un coeficient de frecare $\lambda = 0{,}03$.

37. Cum variază pierderea de presiune prin frecare, dacă păstrînd acelaşi debit de lichid, se micşorează diametrul conductei pînă la jumătate? Problema se va rezolva în două variante: *a)* considerînd că ambele regimuri (cel iniţial şi cel nou) se găsesc în domeniul de curgere laminară; *b)* considerînd că ambele regimuri se găsesc în domeniul de curgere în care predomină forţele de inerţie (automodelare).

38. Un lichid cu densitatea relativă 0,9 intră prin curgere liberă dintr-un vas deschis, situat la înălţime, într-o coloană de rectificare (fig. 1—25). Presiunea din coloana de rectificare, citită la manometru (at), este de 0,4 kgf/cm². La ce înălţime x trebuie să fie nivelul lichidului în vasul de alimentare faţă de locul de intrare în coloană, pentru ca viteza lichidului în ţeavă să fie de 2 m/s? Pierderea de presiune prin frecare şi rezistenţe locale corespunde la 2,5 m lichid (se utilizează ecuaţia lui Bernoulli).

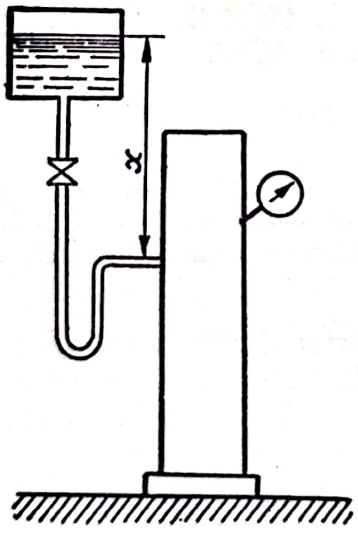


Fig. 1-25. (La problema 38).

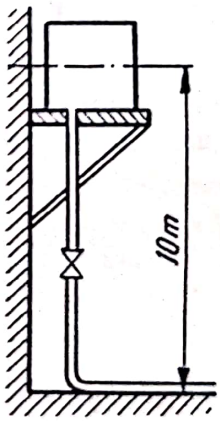


Fig. 1-26. (La problema 39).

39. Într-un vas aşezat la înălţimea de 10 m se găseşte o soluţie de glicerină de 86% (fig. 1—26). Evacuarea glicerinei din vas se face printr-o ţeavă cu diametrul de 30 × 2,5 mm; partea orizontală a ţevii la nivelul solului are o lungime de 100 m. Să se determine cantitatea de soluţie care curge pe minut, dacă densitatea relativă a soluţiei este de 1,23, iar viscozitatea de 97 cP.

Scanned with OKEN Scanner

Se neglijează rezistenţele locale. Iniţial, se va considera că regimul de curgere este laminar, urmînd să se verifice ulterior, iar nivelul lichidului din vas este constant.

40. Să se determine pierderea de presiune ireversibilă (datorită rezistenţelor locale) într-o diafragmă în condiţiile exemplului 21.

41. Un schimbător de căldură tubular constă din 187 ţevi de oţel cu diametrul de 18 × 2 mm şi lungimea de 1,9 m. Mantaua schimbătorului are diametrul de 426 × 12 mm. Prin spaţiul intertubular, paralel cu axa ţevilor, circulă 3 000 m^3N/h azot la presiune atmosferică şi temperatura medie de — 10°C. Să se determine pierderea de presiune prin frecare.

42. Într-un schimbător de căldură tip „ţeavă în ţeavă" format din două ţevi concentrice, ţeava interioară cu diametrul de 450 × 3,5 mm şi ţeava exterioară cu diametrul de 89 × 5 mm, se răcesc 1 900 kg/h toluen de la 70 la 30°C. Toluenul trece prin spaţiul dintre ţeava exterioară şi cea interioară, iar prin ţeava interioară curge apă de răcire care se încălzeşte de la 14 la 21°C. Să se determine pierderea de presiune prin frecare pentru toluen şi apă pentru 1 m de ţeavă.

43. Să se determine rezistenţa hidraulică a spaţiului intertubular al preîncălzitorului de aer conform condiţiilor din exemplul 32 pentru cazul cînd ţevile sînt aşezate nedecalat.

44. Să se transforme formula (1—39) sub formă de criteriu.

45. La ce scară trebuie să se construiască un model, dacă mediul de lucru în aparatul industrial este ţiţeiul, iar în model apă, ştiind că viscozitatea cinematică a apei este de 50 de ori mai mică decît a ţiţeiului? Ce viteză trebuie să aibă apa în model, dacă viteza ţiţeiului în aparatul industrial este de 1 m/s? Forţele de frecare şi forţele gravităţii se modelează simultan.

46. Să se determine consumul de energie pentru a transporta 6 m^3/h soluţie refrigerentă (soluţie de 25% $CaCl_2$) din instalaţia de răcire în condensatorul aşezat deasupra coloanei de rectificare. Înălţimea de ridicare este de 16 m; viscozitatea soluţiei este 9,5 cP; densitatea de 1 200 kg/m^3; diametrul conductei de oţel este 32 × 2,5 mm, iar lungimea totală a conductei este de 80 m. Circuitul are 6 coturi de 90° şi 4 ventile. Randamentul total al pompei şi electromotorului se consideră 0,5.

47. Pe o conductă orizontală se pompează un lichid. De cîte ori se măreşte consumul de energie necesar transportului, dacă prin aceeaşi ţeavă trece o cantitate dublă de lichid? Coeficientul de frecare se consideră constant, iar $\Delta p_{st} = 0$.

48. Printr-o conductă de oţel cu diametrul interior de 75 mm se pompează 25 m^3/h lichid cu densitatea de 1 200 kg/m^3 şi viscozitatea de 1,7 cP. Diferenţa de înălţime între punctul iniţial şi final este de 24 m, iar lungimea conductei este de 112 m. Conducta este prevăzută cu două ventile şi are

Scanned with OKEN Scanner

5 coturi de 90°. Să se determine puterea necesară, dacă randamentul total al instalaţiei de pompare este de 0,6.

49. Dintr-un rîu se pompează cu o pompă apă la 10°C într-un rezervor deschis (fig. 1—27). Nivelul apei în rezervor este în medie cu 50 m deasupra nivelului apei din rîu. Conducta are un diametru de 3″ (tabela XV), iar lungimea ei calculată (lungimea iniţială plus lungimea echivalentă pentru coturi, ventile etc.) este de 165 m. Pompa debitează 575 l/min. Care este puterea consumată de pompă, dacă randamentul instalaţiei de pompare este de 0,55.

50. Printr-o conductă pentru aer cu secţiune dreptunghiulară, cu dimensiunile 400 × 600 mm, confecţionată din tablă de oţel, trebuie să se transporte 14 400 kg/h aer la 27°C şi presiune atmosferică. Lungimea conductei este de 60 m. Să se calculeze puterea electromotorului, dacă randamentul său este de 0,95, iar randamentul ventilatorului de 0,4.

51. Să se determine rezistenţa hidraulică a unui strat de umplutură uscat cu înălţimea de 3 m, format din inele ceramice de 15 × 15 × 2 mm. Prin umplutură este trecut aer la 20°C şi presiune atmosferică cu o viteză de 0,4 m/s (viteza fictivă).

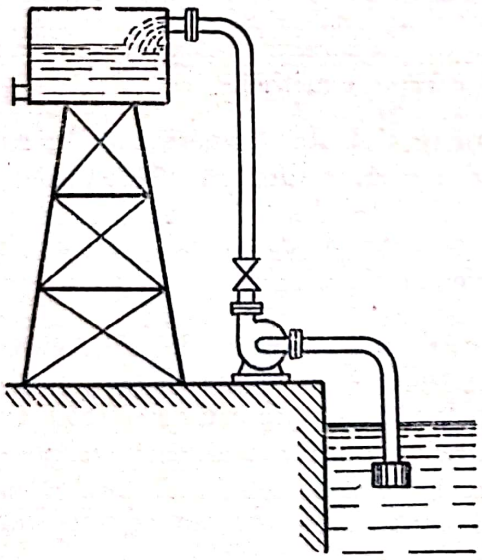


Fig. 1-27. (La problema 49).

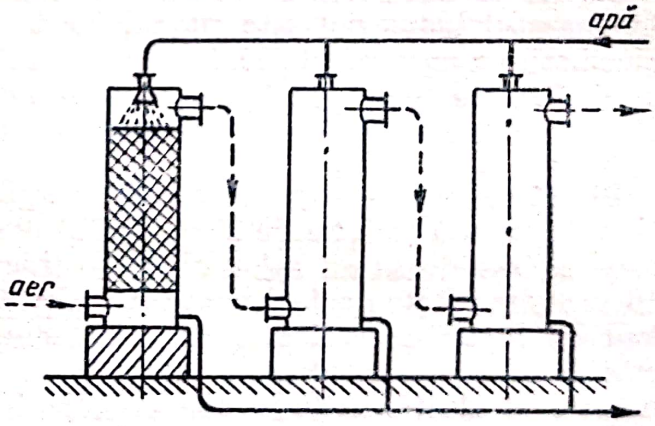


Fig. 1-28. (La problema 52).

52. O instalaţie de absorbţie (fig. 1—28) este compusă din 3 scrubere cu diametrul de 0,6 m, legate în serie. Fiecare scruber este umplut cu inele ceramice de 25 × 25 × 3 mm pe o înălţime de 5 m. Prin instalaţie trec 305 m^3/h aer. Presiunea din instalaţie este cea atmosferică, iar temperatura este de 20°C. Stropirea cu apă se face cu o intensitate de 8 $m^3/h \cdot m^2$. Să se determine rezistenţa hidraulică a instalaţiei, fără a considera rezistenţa conductelor de legătură.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul II

POMPE, VENTILATOARE, COMPRESOARE

FORMULE DE CALCUL

1. Înălțimea totală de ridicare a unei pompe (fig. 2—1) se determină cu ecuația:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_g + h_p, \qquad (2\text{-}1)$$

identică cu ecuația (1—48).

Aici:

H — este înălțimea totală de ridicare a pompei, în metri coloană de lichid care se pompează;

p_2 și p_1 — presiunea la suprafața lichidului în spațiul de refulare și în spațiul de aspirație, în N/m^2;

ρ — densitatea lichidului pompat, în kg/m^3;

H_g — înălțimea geometrică de ridicare a lichidului, în m;

h_p — pierderea de presiune pentru învingerea tuturor rezistențelor în conducta de aspirație și refulare (inclusiv rezistențele locale la ieșirea lichidului din conductă în spațiul de refulare), în m;

$g = 9{,}81 m/s^2$ — accelerația căderii libere.

Înălțimea totală H, poate fi exprimată și printr-o altă ecuație:

$$H = \frac{p_{ref} - p_{asp}}{\rho g} + H_0 + \frac{w_{ref}^2 - w_{asp}^2}{2g}, \qquad (2\text{-}2)$$

în care:

p_{ref} este presiunea în conducta de refulare la ieșirea lichidului din pompă, în N/m²;

p_{asp} — presiunea în conducta de aspirație la intrarea lichidului în pompă, în N/m²;

H_0 — distanța pe verticală între punctele în care se măsoară p_{ref} și p_{asp}, în m;

w_{ref} — viteza lichidului în conducta de refulare, în m/s;

w_{asp} — viteza lichidului în conducta de aspirație, în m/s.

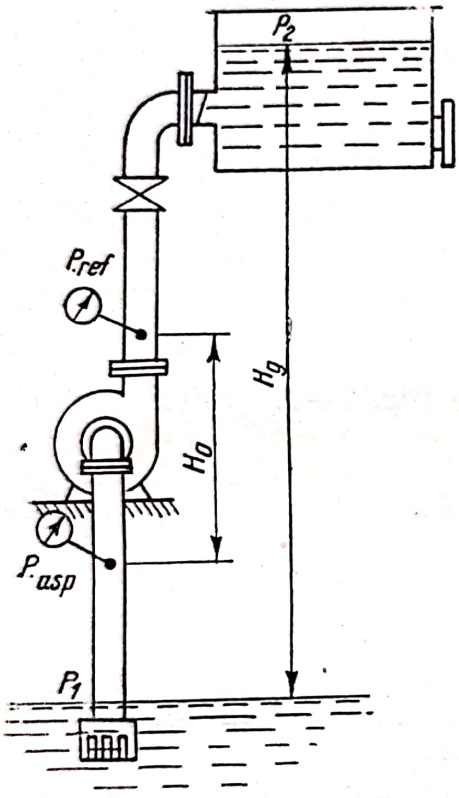


Fig. 2-1. Schema unei instalații de pompare.

Dacă vitezele w_{ref} și w_{asp} sînt apropiate și distanța H_0 este nulă, atunci ecuația (2-2) se simplifică la:

$$H \approx \frac{p_{ref} - p_{asp}}{g}. \qquad (2\text{-}2\ a)$$

Formulele (2-1) și (2-2) se obțin din ecuația lui Bernoulli, exprimată pentru secțiunile respective ale curentului. Formula (2-2) se utilizează la verificarea pompelor în funcțiune, iar formula (2-1), la proiectarea instalațiilor de pompare.

2. Puterea necesară motorului pompei se calculează cu formula:

$$N = \frac{V\rho gH}{1\,000\,\eta} \quad [\text{kW}], \qquad (2\text{-}3)$$

în care:

V este debitul volumic (capacitatea) [1] al pompei, în m³/s;

g — 9,81 m/s² — accelerația căderii libere;

ρ — densitatea lichidului pompat, în kg/m³;

H — înălțimea totală de ridicare a pompei, în metri coloană de lichid pompat;

[1] În manualele despre pompe și ventilatoare debitul volumic se notează cu Q.

Scanned with OKEN Scanner

η — randamentul instalației de pompare, care reprezintă produsul între randamentul pompei η_p, randamentul transmisiei η_t și randamentul motorului η_m:

$$\eta = \eta_p \eta_t \eta_m. \tag{2-4}$$

În sistemul MKfS puterea necesară se calculează cu formula:

$$N = \frac{V\gamma H}{102\,\eta} \quad [\text{kW}],$$

în care γ este greutatea specifică a lichidului, în kgf/m³.

De obicei, motorul instalat are o putere mai mare decît cea calculată cu formula (2-3), pentru a dispune de o rezervă la o eventuală supraîncărcare:

$$N_{inst} = \beta N,$$

în care:

N_{inst} este puterea instalată;
N — puterea necesară.

Coeficientul de siguranță al puterii β se alege în funcție de N (tabela 2-1).

Tabela 2-1

N, kW	β
<1	2 —1,5
1—5	1,5—1,2
5—50	1,2—1,15
>50	1,1

3. Înălțimea teoretică de aspirație a unei pompe cu piston (fig. 2-2) se determină cu ajutorul expresiei:

$$H_{asp} \leqslant p - h_t - \Sigma h \quad [\text{m}], \tag{2-5}$$

în care:

p este presiunea atmosferică;
h_t — presiunea vaporilor saturați ai lichidului aspirat;
Σh — pierderile din înălțimea de aspirație, care cuprind consumul de energie pentru imprimarea vitezei lichidului, pierderea datorită inerției și pierderea pentru învingerea rezistențelor hidraulice din conducta de aspirație; Σh crește o dată cu mărirea numărului de rotații al pompei.

Scanned with OKEN Scanner

Toate mărimile: p, h_t, Σh sînt exprimate în metri coloană de lichid pompat.

Presiunea atmosferică p depinde de înălţimea locului de amplasare a instalaţiei de pompare deasupra nivelului mării (tabela 2-2).

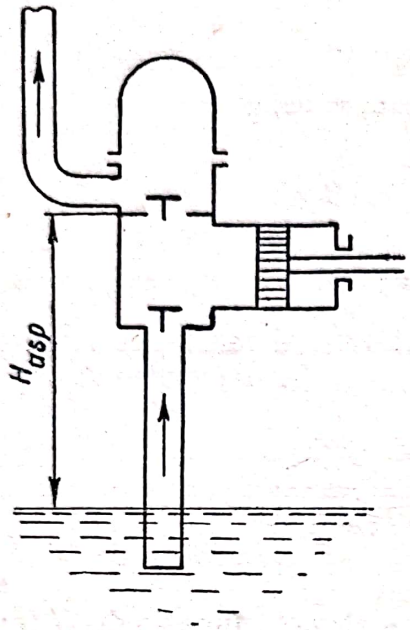


Fig. 2-2. Schema unei pompe cu piston.

Presiunea vaporilor saturaţi de lichid aspirat h_t este determinată de temperatura acestora. Pentru apă, valoarea lui h_t, în funcţie de temperatură, este dată în tabela 2-3.

Tabela 2-2

Înălţimea peste nivelul mării, m	−600	0	+100	200	300	400	500	600	700	800	900	1 000	1 500
p, m H_2O	11,3	10,3	10,2	10,1	10,0	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

Tabela 2-3

Temperatura, °C	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
h_t, m H_2O	0,09	0,12	0,24	0,43	0,75	1,25	2,02	3,17	4,82	7,14	10,33

Practic, pentru determinarea înălţimii de aspiraţie admisibilă la pomparea apei cu o pompă cu piston se recomandă utilizarea datelor din tabela (2-4) [2-1].

4. Debitul unei pompe cu piston:

a) pompă cu simplu efect şi diferenţială:

$$V = \eta_v \frac{Ssn}{60} \qquad [m^3/s]; \qquad (2\text{-}6)$$

Tabela 2-4

Turația pompei, rot/min	Temperatura apei, °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,5	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

b) pompă cu dublu efect:

$$V = \eta_v \frac{(2S - S')sn}{60} \qquad [\text{m}^3/\text{s}]. \tag{2-7}$$

În aceste formule:

η_v este randamentul volumic, a cărui valoare este în medie 0,8—0,9;
S — suprafața de lucru (secțiunea) a pistonului (plungerului), în m^2;
S' — secțiunea tijei pistonului, în m^2;
s — cursa pistonului, în m;
n — turația, în rot/min, adică numărul de curse duble ale pistonului pe minut.

5. Înălțimea de ridicare și debitul unei pompe centrifuge la un număr de ture dat sînt interdependente.

Dacă pe graficul acestei relații, denumit caracteristica pompei, se reprezintă curba caracteristică a relației (fig. 2-3), intersecția celor două curbe dă așa-numitul punct de lucru, care determină înălțimea de ridicare și debitul pompei care funcționează în acea rețea.

Randamentul pompei centrifuge variază dacă se schimbă înălțimea și debitul.

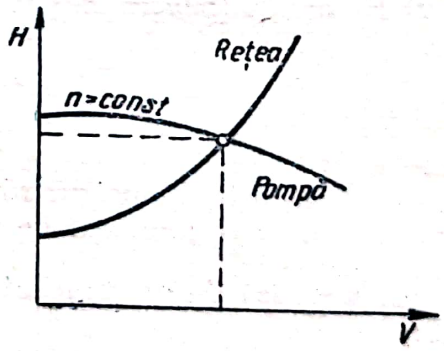


Fig. 2-3. Caracteristicile unei pompe centrifuge și a rețelei (la n = = const.).

La variația numărului de rotații n al pompei centrifuge, variația debitului V a înălțimii H și a puterii necesare N se determină cu următoarele relații:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{n_1}{n_2}; \quad \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2; \quad \frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3. \tag{2-8}$$

Înălţimea de aspiraţie a unei pompe centrifuge este dată de relaţia:

$$H_{asp} \leqslant p - h_t - h_{pa} - h_{cav} \qquad [m],$$

în care:

p este presiunea atmosferică;
h_t — presiunea vaporilor saturaţi ai lichidului aspirat;
h_{pa} — rezistenţa hidraulică pe conducta de aspiraţie, inclusiv consumul de energie pentru imprimarea vitezei curentului de lichid;
h_{cav} — corecţia pentru cavitaţie; scăderea înălţimii de aspiraţie pentru evitarea cavitaţiei este egală cu:

$$h_{cav} = 0{,}00125\ (Vn^2)^{0{,}67}.$$

Toate mărimile: p, h_t, h_{pa}, h_{cav} sînt date în metri coloană de lichid pompat.

6. Modul de lucru al unei pompe centrifuge poate fi descris prin o ecuaţie criterială generală care conţine următoarele criterii *:

— criteriul capacităţii de producţie:

$$K_V = \frac{V}{nD^3};$$

— criteriul presiunii:

$$K_H = \frac{Hg}{n^2D^2};$$

— criteriul puterii:

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 D^5};$$

— criteriul Reynolds (pentru mişcare centrifugă):

$$Re_{cent} = \frac{n\rho D^2}{\eta}.$$

În aceste expresii:

D este diametrul rotorului pompei, în m;
n — numărul de rotaţii, în rot/s.

7. Presiunea produsă de un ventilator (fig. 2-4) se determină cu următoarele ecuaţii:

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_{asp} + \Delta p_{ref}) + \frac{w^2\rho}{2} \qquad (2\text{-}9)$$

* I. S. Pavluşenko. *Comunicările Institutului tehnologic din Leningrad Lensovet.* F. XXXIX, 1957, p. 127.

și:

$$\Delta p = \left(p_{st.\ ref} + \frac{w_{ref}^2 \rho}{2}\right) - \left(p_{st.\ asp} + \frac{w_{asp}^2 \rho}{2}\right) \quad (2\text{-}10)$$

în care:

Δp — este presiunea produsă de ventilator, * în N/m^2;

p_1 — presiunea în spațiul din care ventilatorul aspiră aerul, în N/m^2;

p_2 — presiunea în spațiul în care ventilatorul suflă aer, în N/m^2;

p_{asp} și p_{ref} — pierderile de presiune în conductele de aspirație și de refulare, în N/m^2;

w — viteza aerului la ieșirea din rețea, în m/s;

$p_{st.asp}$ și $p_{st.ref}$ — presiunile statice înainte și după ventilator, în N/m^2;

w_{ref} și w_{asp} — viteza aerului în conductele de aspirație și de refulare, în m/s;

ρ — densitatea aerului, în kg/m^3.

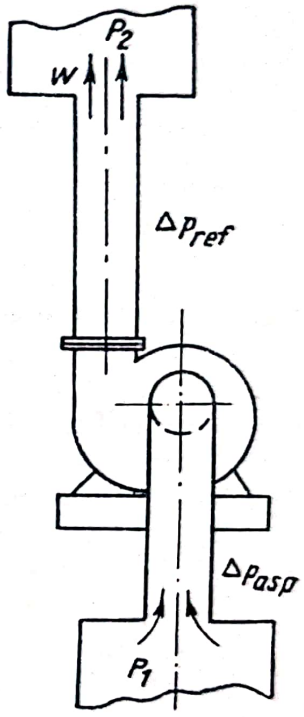


Fig. 2-4. Schema unui ventilator

Ecuația (2-9) este identică cu ecuația (2-1) pentru pompe și cu ecuația (1-48). Ecuația (2-10) este identică cu ecuația (2-2) pentru pompe.

Dacă ventilatorul nu debitează aer, ci un gaz oarecare, a cărui densitate este diferită de cea a aerului înconjurător, în partea dreaptă a ecuației (2-9) se adaugă mărimea:

$$\Delta p_g = (\rho - \rho_{aer})\, gh \qquad [N/m^2],$$

în care h este diferența între înălțimea de aspirație și cea de refulare, în m.

* În cursurile care tratează despre instalațiile de ventilație, această presiune se numește adesea presiunea totală a ventilatorului și se notează cu H.

Puterea consumată de o instalație de ventilație se calculează cu formula:

$$N = \frac{V\Delta p}{1\,000} \quad [\text{kW}], \tag{2-11}$$

în care:

V este debitul ventilatorului, în m^3/s;

Δp — presiunea realizată de ventilator, în N/m^2;

η — randamentul instalației de ventilație, egal cu:

$$\eta_v\, \eta_t\, \eta_m. \tag{2-4}$$

În sistemul MKfS puterea se calculează cu formula:

$$N = \frac{V\Delta p}{102\,\eta},$$

în care Δp este dat în kgf/m^2 sau în mmH_2O.

8. La fel ca în cazul pompelor centrifuge, caracteristica grafică a ventilatorului centrifugal își modifică poziția o dată cu schimbarea turației ventilatorului. În acest caz, relația între parametrii inițiali și parametrii noi de funcționare ai ventilatorului centrifugal se determină cu formulele (2-8).

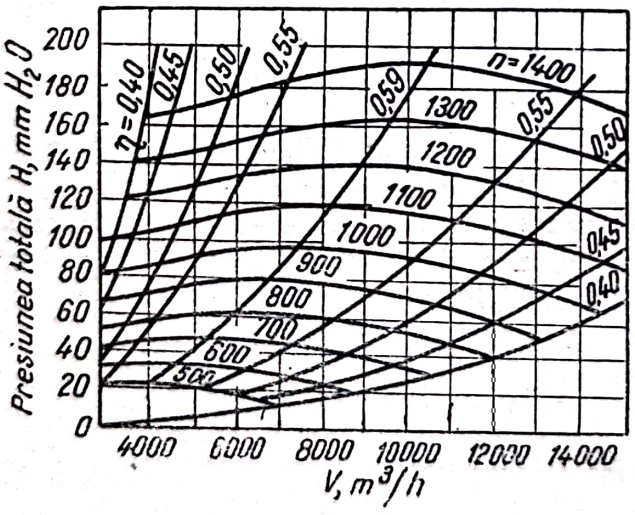


Fig. 2-5. Caracteristica ventilatorului centrifugal.

În figura 2-5 este reprezentată caracteristica unui ventilator centrifugal la diferite turații.

Modul de lucru al unui ventilator centrifugal poate fi descris prin aceleași ecuații criteriale generale ca și modul de lucru al unei pompe centrifuge.

9. Valoarea teoretică a lucrului mecanic consumat de un compresor cu o singură treaptă, la comprimarea adiabatică a 1 kg gaz, se poate calcula cu formula:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{k}{k-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [\text{J/kg}], \quad (2\text{-}12)$$

$$L_{ad} = (i_2 - i_1) \qquad [\text{J/kg}]. \quad (2\text{-}13)$$

Temperatura gazului la sfîrşitul comprimării adiabatice se determină cu ecuaţia:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (2\text{-}14)$$

În aceste formule:

k este exponentul adiabatic, egal cu raportul $\frac{c_p}{c_v}$;

p_1 şi p_2 — presiunea iniţială şi finală a gazului, în N/m²;

v_1 — volumul specific al gazului în condiţiile iniţiale, adică la presiunea p_1 şi temperatura T_1, în m³/kg;

i_1, i_2 — entalpia iniţială şi finală a gazului, în J/kg;

R — constanta gazului, egală cu $\frac{8\,310}{M}$ J/kg·grd;

M — masa molară a gazului.

Puterea necesară pentru un compresor cu o singură treaptă, care comprimă G kg gaz pe oră de la presiunea iniţială p_1 la presiunea finală p_2, se calculează cu formula:

$$N = \frac{GL_{ad}}{3\,600 \cdot 1\,000\,\eta} = \frac{G(i_2 - i_1)}{3\,600 \cdot 1\,000\,\eta} \quad [\text{kW}], \quad (2\text{-}15)$$

în care η este randamentul adiabatic total al instalaţiei de comprimare.

10. Debitul unui compresor cu piston cu acţiune simplă se determină cu ecuaţia:

$$V = \lambda \frac{Ssn}{60} \qquad [\text{m}^3/\text{s}], \quad (2\text{-}16)$$

în care:

λ este coeficientul de debit;

S — secţiunea pistonului, în m²;

s — lungimea cursei pistonului, în m;

n — numărul de rotaţii pe minut.

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul de debit este dat de relaţia:

$$\lambda = (0{,}8 \ldots\ldots 0{,}95)\,\lambda_0.$$

În această relaţie, λ_0 este randamentul volumic al compresorului a cărui valoare este:

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon_0\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{m}} - 1\right], \qquad (2\text{-}17)$$

în care:

ε_0 este raportul dintre spaţiul mort al cilindrului şi volumul descris de piston;

m — exponentul politropic de dilatare a gazului care rămîne în spaţiul mort.

11. Valoarea teoretică a lucrului mecanic consumat de un compresor cu mai multe trepte la comprimarea adiabatică a 1 kg gaz de la presiunea iniţială p_1 la presiunea finală p_{fin} se determină cu formula:

$$L_{ad} = np_1v_1\frac{k}{k-1}\left[\left(\frac{p_{fin}}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1\right] =$$

$$= nRT_1\frac{k}{k-1}\left[\left(\frac{p_{fin}}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1\right] \qquad [\text{J/kg}], \qquad (2\text{-}18)$$

sau cu formula:

$$L_{ad} = (\Delta i_1 + \Delta i_2 + \ldots + \Delta i_n) \qquad [\text{J/kg}], \qquad (2\text{-}19)$$

în care:

n este numărul treptelor de comprimare;

$\Delta i_1, \Delta i_2 \ldots$ — diferenţa conţinuturilor calorice ale gazului pentru treptele 1, 2 ... [v. formula (2-13)].

Puterea necesară la un compresor cu mai multe trepte se calculează cu formula (2-15). Pentru compresoare de aer se utilizează uneori şi ecuaţia aproximativă:

$$N = \frac{1{,}69\,GL_{iz}}{3\,600 \cdot 1\,000} = \frac{1{,}69GRT_1 \ln\frac{p_{fin}}{p_1}}{3\,600 \cdot 1\,000} \qquad [\text{kW}], \qquad (2\text{-}20)$$

în care 1,69 este coeficientul care ţine seama de diferenţa dintre procesul real de comprimare şi cel izoterm.

Debitul unui compresor cu piston cu mai multe trepte este determinat de capacitatea primei trepte.

Neglijînd pierderile de presiune dintre trepte, numărul treptelor de comprimare n se determină cu ecuaţia:

$$x^n = \frac{p_{fin}}{p_1}, \qquad (2\text{-}21)$$

de unde:

$$n = \frac{\lg p_{fin} - \lg p_1}{\lg x},$$

în care x este gradul de comprimare realizat într-o singură treaptă.

EXEMPLE

Exemplul 1. Manometrul de pe conducta de refulare a unei pompe (v. fig. 2-1) care transportă 8,4 m³ apă pe minut indică o presiune de 3,8 kgf/cm². Vacuumetrul fixat pe conducta de aspirație indică un vid de 21 cm Hg. Distanța pe verticală între locul de fixare a manometrului și vacuumetrului este de 410 mm. Diametrul conductei de aspirație este de 350 mm, iar al celei de refulare de 300 mm. Să se determine înălțimea totală de ridicare a pompei.

Rezolvare. Se utilizează formula (2-2).
Viteza apei în conducta de aspirație este:

$$w_{asp} = \frac{8,4}{60 \cdot 0,785 \cdot 0,35^2} = 1,45 \text{ m/s}.$$

Viteza în conducta de refulare este:

$$w_{ref} = \frac{8,4}{60 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 1,98 \text{ m/s}.$$

Presiunea în conducta de refulare (presiunea atmosferică — 760 mm Hg) este:

$$p_{ref} = (3,8 + 1,03)\, 10^4 \cdot 9,81 = 474\,000 \text{ N/m}^2.$$

Presiunea în conducta de aspirație este:

$$p_{asp} = (0,76 - 0,21)\, 133,3 \cdot 1\,000 = 73\,300 \text{ N/m}^2.$$

Înălțimea totală de ridicare a pompei este:

$$H = \frac{474\,000 - 73\,300}{1\,000 \cdot 9,81} + 0,41 + \frac{1,98^2 - 1,45^2}{2 \cdot 9,81} =$$

$$= 40,8 + 0,41 + 0,09 = 41,3 \text{ m } H_2O.$$

Exemplul 2. O pompă cu piston, făcînd 150 rot/min, trebuie să pompeze apă caldă cu temperatura de 60°C. Calculele anterioare au arătat că pierderea de energie pentru imprimarea vitezei, pierderea datorită inerției și rezistenței hidraulice pe conducta de aspirație reprezintă în total 6,5 m H_2O. Presiunea atmosferică medie la locul de instalare a pompei este de 736 mm Hg. La ce înălțime deasupra nivelului apei trebuie instalată pompa?

Rezolvare. Valoarea $p - h_t - \Sigma h$ [formula (2-5)] este egală în cazul dat cu:

$$\frac{736 \cdot 13,6}{1\,000} - 2,02 - 6,5 = 1,48 \text{ m},$$

în care valoarea lui $h_t = 2,02$ este luată din tabela 2-3.

Deci, înălțimea teoretică de aspirație nu poate fi mai mare decît 1,48 m. Practic, după datele tabelei 2-4, înălțimea de aspirație în acest caz ($n = 150$ rot/min) este egală cu zero, adică pompa trebuie așezată sub nivelul lichidului („pompă înecată").

Exemplul 3. O pompă cu piston cu dublu efect (fig. 2-6) transportă 22,8m³/h. Turația pompei este de 65 rot/min, diametrul plungerului de 125 mm,

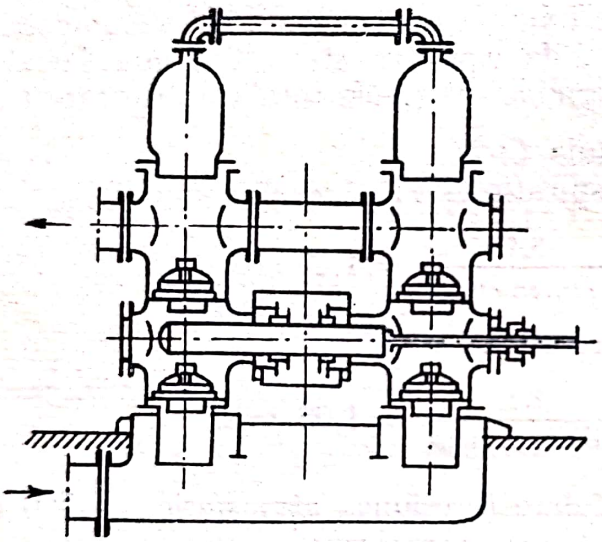


Fig. 2-6. (La exemplul 3)

diametrul tijei de 35 mm, raza manivelei de 136 mm. Să se determine coeficientul de debit al pompei.

Rezolvare. Volumul deplasat de plunger la o rotație: $(2S - S') \cdot s = (2 \cdot 0,785 \cdot 0,125^2 - 0,785 \cdot 0,035^2)0,272 = 0,00637$ m³, în care 0,272 m este lungimea cursei plungerului, egală cu dublul razei manivelei.

Debitul teoretic al pompei la 65 rot/min este:

$$65 \cdot 0,00637 = 0,413 \text{ m}^3/\text{min}.$$

Debitul real al pompei este:

$$\frac{22,8}{60} = 0,38 \text{ m}^3/\text{min},$$

de unde coeficientul de debit:

$$\eta_v = \frac{0,38}{0,413} = 0,92.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 4. Cu o pompă cu piston cu simplu efect (v. fig. 2-2), avînd diametrul pistonului egal cu 160 mm și cursa de 200 mm, trebuie să se transporte 430 l/min lichid cu densitatea relativă de 0,93 dintr-un rezervor într-un aparat în care există o presiune de 3,2 at. Presiunea în rezervor este cea atmosferică. Înălțimea geometrică de ridicare este de 19,5 m. Pierderile de presiune în conducta de aspirație echivalează cu 1,7 m, iar în cea de refulare cu 8,6 m.

Care va fi turația pompei și puterea motorului instalat, dacă se consideră coeficientul de debit al pompei egal cu 0,85, randamentul pompei de 0,8, iar pentru transmisie și electromotor cîte un randament de 0,95?

Rezolvare. Din formula (2-6) se găsește:

$$n = \frac{V \cdot 60}{\eta_v \, Ss}.$$

În acest caz:

$$V = \frac{430}{1\,000 \cdot 60} = 0{,}00717 \ \text{m}^3/\text{s};$$

$$S = 0{,}785 \cdot 0{,}16^2 = 0{,}0201 \ \text{m}^2;$$

$$n = \frac{0{,}00717 \cdot 60}{0{,}85 \cdot 0{,}0201 \cdot 0{,}2} = 126 \ \text{rot/min}.$$

Înălțimea de ridicare a pompei se determină cu formula (2-1):

$$H = \frac{3{,}2 \cdot 10\,000 \cdot 9{,}81}{930 \cdot 9{,}81} + 19{,}5 + 10{,}3 = 64{,}2 \ \text{m}.$$

Puterea necesară la motorul pompei se calculează cu formula (2-3):

$$N = \frac{0{,}43 \cdot 930 \cdot 9{,}81 \cdot 64{,}2}{60 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}72} = 5{,}82 \ \text{kW},$$

în care 0,72 este randamentul instalației de pompe, egal cu:

$$\eta_p \cdot \eta_t \cdot \eta_m = 0{,}8 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}95 = 0{,}72.$$

Conform datelor din tabela 2-1, este necesar să se instaleze, considerînd plusul pentru supraîncărcare, un electromotor cu puterea:

$$5{,}82 \cdot 1{,}17 = 6{,}8 \ \text{kW}.$$

Exemplul 5. O pompă centrifugă încercată pentru $n = 1\,200$ rot/min a dat următoarele rezultate:

V,l/s	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
H,m 23,5	25,8	25,4	22,1	17,3	11,9	
N,kW 5,16	7,87	10,1	11,3	12,0	18,5	

Scanned with OKEN Scanner

S-a pompat o soluţie cu densitatea relativă 1,12. Să se determine randamentul pompei pentru fiecare debit şi să se construiască caracteristica grafică a pompei.

Rezolvare. Din ecuaţia:

$$N = \frac{VH\rho g}{1\,000\eta},$$

rezultă relaţia pentru randamentul pompei:

$$\eta = \frac{VH\rho g}{1\,000\,N}.$$

Cu această formulă s-au calculat următoarele valori ale randamentului pompei:

V, l/s	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
η	0	0,39	0,587	0,643	0,637	0,36

Caracteristica grafică a pompei este reprezentată în figura 2-7.

Exemplul 6. Se cere să se transporte 115 m³/h soluţie cu densitatea relativă de 1,12 dintr-un rezervor într-un aparat situat la înălţimea de 10,8 m, măsurată de la nivelul lichidului din rezervor. Presiunea în aparat este de 0,4 at, iar presiunea în rezervor cea atmosferică. Conducta are diametrul de 140 × 4,5 mm, iar lungimea calculată (lungimea proprie, plus lungimea echivalentă pentru rezistenţele locale) de 140 m. Se poate utiliza pompa centrifugă din exemplul anterior, dacă se consideră coeficientul de frecare în conductă $\lambda = 0{,}03$?

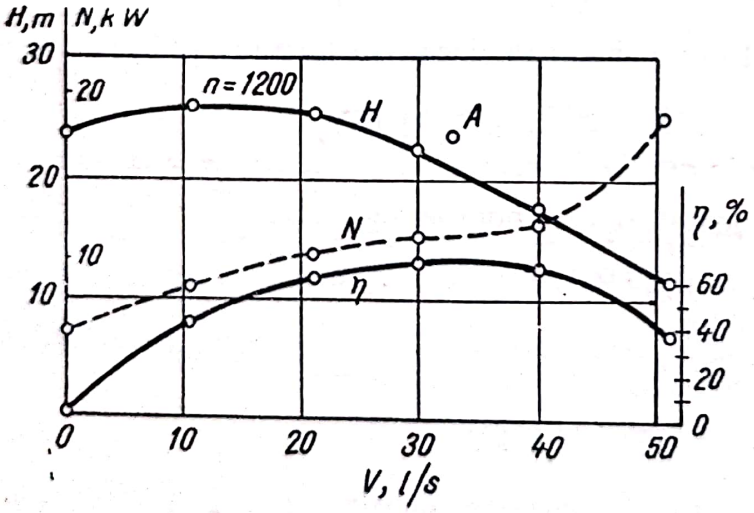


Fig. 2-7. (La exemplele 5 şi 6)

Rezolvare. Se determină înălţimea totală de ridicare pe care trebuie s-o învingă pompa.

Viteza lichidului este:

$$w = \frac{115}{3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}131^2} = 2{,}37 \text{ m/s}.$$

Pierderea datorită vitezei este:

$$h_d = \frac{w^2}{2g} = \frac{2{,}37^2}{2 \cdot 9{,}81} = 0{,}286 \text{ m.}$$

Pierderea de presiune datorită frecării și rezistențelor locale este:

$$h_{f+rez \cdot loc} = \frac{\lambda(L + L_{ech})}{d} h_d = \frac{0{,}03 \cdot 140}{0{,}131} \cdot 0{,}286 = 9{,}16 \text{ m.}$$

Înălțimea totală de ridicare a pompei se calculează cu formula (2-1):

$$H = \frac{0{,}4 \cdot 10\,000 \cdot 9{,}81}{1\,120 \cdot 9{,}81} + 10{,}8 + 9{,}16 + 0{,}286 = 23{,}8 \text{ m.}$$

Debitul pompei este:

$$V = \frac{115 \cdot 1\,000}{3\,600} = 32 \text{ l/s.}$$

Din figura 2-7 se observă că punctul cu coordonatele $V = 32$ l/s și $H = 23{,}8$m se găsește deasupra curbei caracteristice a pompei și deci pompa dată, cu 1 200 rot/min, nu poate realiza debitul necesar (la $H = 23{,}8$ m pompa poate transporta numai 26 l/s). Dacă însă se mărește turația, pompa ar putea satisface debitul cerut. Utilizînd relația (2-8):

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{n_1}{n_2} \text{ și } \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2,$$

se poate găsi noua turație n_2, necesară pompei.

Dacă, de exemplu, se consideră $n_2 = 1\,260$ rot/min și se recalculează datele exemplului 5 cu formula (2-8), se obțin datele din tabela (2-5):

Tabela 2—5

$n_1 = 1\,200$ rot/min	V_1, l/s	21,2	29,8	40,4
	H_1, m	25,4	22,1	17,3
$n_2 = 1\,260$ rot/min	V_2, l/s	22,3	31,3	42,5
	H_2, m	28,0	24,4	19,1

Trasînd după datele tabelei 2-5 caracteristica pompei la $n_2 = 1\,260$ rot/min (fig. 2-8), se constată că la această turație pompa realizează debitul necesar (32 l/s) și înălțimea dată (23,8 m).

Puterea necesară pompei pentru noua turație se calculează cu formula:

$$N = \frac{V \rho g H}{1\,000\,\eta},$$

considerînd că randamentul pompei η nu s-a schimbat *. Valoarea lui se ia din datele exemplului 5, în care s-a găsit că pentru $V = 30 \ldots 40$ l/s, randamentul pompei este de aproximativ 0,64.

Puterea necesară a pompei la $n_2 = 1\,260$ rot/min este:

$$N = \frac{32 \cdot 1\,120 \cdot 23{,}8 \cdot 9{,}81}{1\,000 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}64} = 13{,}1 \text{ kW}.$$

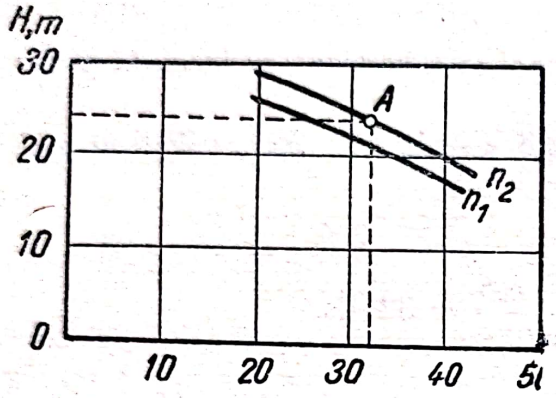


Fig. 2-8. (La exemplul 6).

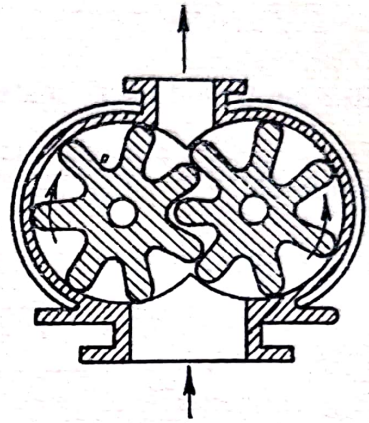


Fig. 2-9. (La exemplul 7).

Exemplul 7. Să se determine coeficientul de debit al unei pompe cu roţi dinţate (fig. 2-9) care face 440 rot/min. Numărul de dinţi al roţii este 12, lăţimea unui dinte este de 42 mm, suprafaţa secţiunii dintelui, limitată de perimetrul exterior al roţii vecine, de 960 mm². Pompa transportă 0,312m³/min.

Rezolvare. Debitul unei pompe cu roţi dinţate se determină cu formula:

$$V = \eta_v \frac{2Sbzn}{60} \qquad [\text{m}^3/\text{s}],$$

în care:

η_v este coeficientul de debit;
S — suprafaţa secţiunii dintelui, limitată de perimetrul exterior al roţii vecine, în m²;
b — lăţimea dintelui, în m;
z — numărul de dinţi ai roţii;
n — numărul de ture pe minut.

În acest caz, debitul teoretic V este:

$$V_t = \frac{2Sbzn}{60} = \frac{2 \cdot 0{,}00096 \cdot 0{,}042 \cdot 12 \cdot 440}{60} = 0{,}00708 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Debitul real va fi:

$$V = \frac{0{,}312}{60} = 0{,}0052 \text{ m}^3/\text{s}.$$

* Puterea pompei se poate calcula şi cu formula $N_2 = N_1\left(\frac{1\,260}{1\,200}\right)^3$, luînd valoarea lui N_1 din grafic (fig. 2-7).

De aici, coeficientul de debit:

$$\eta_v = \frac{V}{V_t} = \frac{0{,}0052}{0{,}00708} = 0{,}735.$$

Exemplul 8. Să se determine, neglijînd pierderile, vidul teoretic care poate fi obţinut de un jet de apă în camera A a unei pompe cu ejector (fig. 2-10).

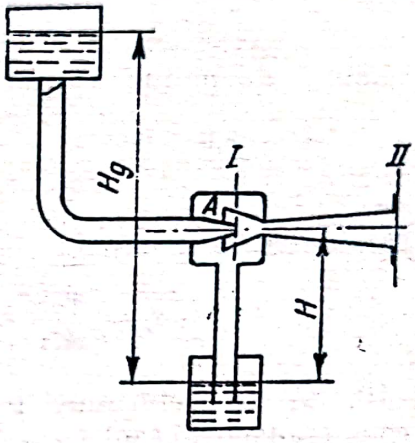


Fig. 2-10. (La exemplele 8 şi 9).

Presiunea la ieşirea din difuzor este cea atmosferică (760 mm Hg), iar viteza jetului este de 2,7 m/s. Diametrul jetului în secţiunea I — 23 mm, în secţiunea II — 50 mm.

Rezolvare. Se scrie ecuaţia lui Bernoulli pentru secţiunea jetului în I şi II:

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g}.$$

În cazul aşezării orizontale a pompei, rezultă:

$$h_1 = h_2.$$

Apoi:

$$w_1 = \frac{S_2}{S_1} w_2 = \left(\frac{50}{23}\right)^2 2{,}7 = 12{,}8 \text{ m/s}.$$

Din ecuaţia lui Bernoulli rezultă:

$$p_1 = p_2 + \frac{(w_2^2 - w_1^2)\rho}{2} = 760 \cdot 133{,}3 + \frac{2{,}7^2 - 12{,}8^2}{2} 1\,000 =$$

$$= 101\,300 - 78\,300 = 23\,000 \text{ N/m}^2.$$

Vidul teoretic este deci:

$$\frac{101\,300 - 23\,000}{9{,}81 \cdot 10^4} = 0{,}8 \text{ at}.$$

Exemplul 9. Un ejector cu apă (fig. 2-10) ridică 7,8 m³/h lichid cu densitatea relativă de 1,02 la înălțimea $H = 4$ m. Consumul de apă pentru funcționare este de 9,6 m³/h. Înălțimea apei de lucru înainte de pompă $H_g = 22$ m. Să se determine randamentul ejectorului.

Rezolvare. Lucrul util efectuat de pompă (puterea) este:

$$\frac{7{,}8 \cdot 1\,020 \cdot 4 \cdot 9{,}81}{3\,600} = 86{,}7 \text{ N} \cdot \text{m/s} = 86{,}7 \text{ W}.$$

Lucrul consumat de pompă (puterea) va fi:

$$\frac{9{,}6 \cdot 1\,000\,(22 - 4) \cdot 9{,}81}{3\,600} = 471 \text{ W}.$$

De aici, randamentul pompei:

$$\eta = \frac{86{,}7}{471}\,100 = 18{,}4\%.$$

Exemplul 10. Să se determine presiunea dezvoltată de un ventilator (v. fig. 2-4) care transportă azot ($\rho = 1{,}2$ kg/m³) dintr-un rezervor de gaz într-o instalație. Plusul de presiune în rezervorul de gaz este de 60 mm H_2O, iar în instalație de 74 mm H_2O. Pierderile pe conducta de aspirație reprezintă 19 mm H_2O, pe cea de refulare 35 mm H_2O. Viteza azotului în conducta de refulare este de 11,2 m/s.

Rezolvare. Presiunea realizată de ventilator se determină cu formula (2-9) Diferența de presiune între locul de aspirație și de refulare este:

$$p_2 - p_1 = (74 - 60) \cdot 9{,}81 = 137 \text{ N/m}^2 = 14 \text{ mm } H_2O.$$

Pierderile totale în conducta de aspirație și de refulare sînt:

$$\Delta p_{asp} + \Delta p_{ref} = (19 + 35) \cdot 9{,}81 = 530 \text{ N/m}^2 = 54 \text{ mm } H_2O.$$

Presiunea dinamică la ieșirea din conductă este:

$$\frac{w^2\rho}{2} = \frac{11{,}2^2 \cdot 1{,}2}{2} = 76 \text{ N/m}^2 = 7{,}7 \text{ mm } H_2O.$$

Presiunea dezvoltată de ventilator va fi:

$$\Delta p = 137 + 530 + 76 = 743 \text{ N/m}^2 = 76 \text{ mm } H_2O.$$

Exemplul 11. În conducta de aspirație a unui ventilator centrifugal există un vid de 15,8 mm H_2O, iar manometrul de pe conducta de refulare, situat imediat după ventilator, arată un plus de presiune de 20,7 mm H_2O. Debitmetrul indică un debit al ventilatorului de 3 700 m³/h. Conductele de aspirație și de refulare au același diametru. Turația este de 960 rot/min. Ventilatorul consumă 0,77 kW.

Scanned with OKEN Scanner

Să se determine presiunea dezvoltată de ventilator și randamentul său. Cum variază debitul ventilatorului dacă se mărește turația la 1 150 rot/min și ce putere se va consuma la noua turație?

Rezolvare. Presiunea dezvoltată de ventilator se calculează cu formula (2-10). Deoarece conductele de aspirație și de refulare au același diametru, pierderea de presiune datorită vitezei dinamice este aceeași iar presiunea dezvoltată este egală cu:

$$\Delta p = p_{st \cdot ref} - p_{st \cdot asp} = 20{,}7 \cdot 9{,}81 - (-15{,}8 \cdot 9{,}81) = 354 \text{ N/m}^2.$$

Debitul ventilatorului pe secundă va fi:

$$V = \frac{3\,700}{3\,600} = 1{,}03 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Puterea teoretică consumată este:

$$N_t = \frac{1{,}03 \cdot 354}{1\,000} = 0{,}368 \text{ kW}.$$

Randamentul ventilatorului va fi:

$$\eta = \frac{N_t}{N} = \frac{0{,}368}{0{,}77} = 0{,}48.$$

Debitul ventilatorului la o turație $n_2 = 1\,150$ rot/min se determină cu formula (2-8):

$$V_2 = V_1 \frac{n_2}{n_1} = 3\,700 \frac{1\,150}{960} = 4\,430 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Consumul de putere la turația nouă va fi:

$$N_2 = N_1 \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^3 = 0{,}77 \left(\frac{1\,150}{960}\right)^3 = 1{,}33 \text{ kW}.$$

Exemplul 12. La încercarea unui ventilator centrifugal cu $n = 1\,440$ rot/min s-au obținut următoarele rezultate:

Δp,	V, m³/h	100	350	700	1 000	1 600	2 000
	N/m²	449	424	432	427	387	316
	mm H_2O	45,8	43,2	44,0	43,5	39,5	32,2

Cît aer va debita ventilatorul lucrînd cuplat la o rețea și avînd aceeași turație ca și la încercările făcute, dacă prin calcul s-a determinat că la trecerea prin rețea a 1 350 m³/h aer, se obțin următoarele valori pentru pierderile de presiune:

$$\Delta p_d = 85 \text{ N/m}^2 = 8{,}7 \text{ mm } H_2O;$$

$$\Delta p_f + \Delta p_{rez \cdot loc} = 288 \text{ N/m}^2 = 29{,}4 \text{ mm } H_2O,$$

iar diferenţa presiunilor din spaţiul de refulare şi de aspiraţie în reţeaua considerată este:

$$\Delta p_{st} = p_2 - p_1 = 128 \text{ N/m}^2 = 13 \text{ mm } H_2O.$$

Rezolvare. Pentru rezolvarea acestei probleme trebuie să se găsească punctul de lucru, situat la intersecţia caracteristicii ventilatorului şi a reţelei.

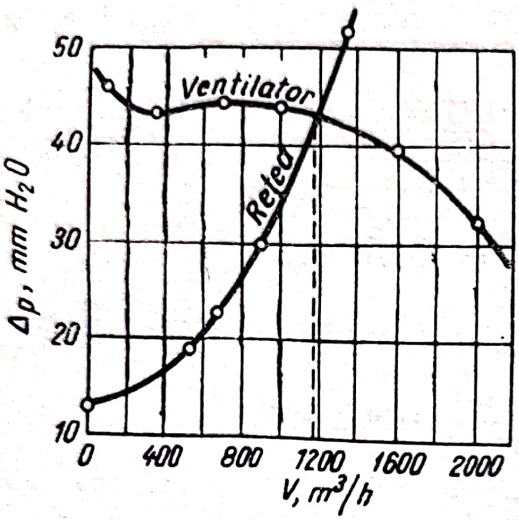


Fig. 2-11. (La exemplul 12).

Caracteristica reţelei se reprezintă printr-o parabolă în ecuaţia căreia:

$$\Delta p = av^2 + b,$$

primul termen al părţii din dreapta av^2 cuprinde pierderile de presiune $\Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rez \cdot loc}$ şi variază proporţional cu pătratul debitului, iar al doilea termen b nu depinde de debit şi reprezintă diferenţa presiunilor în spaţiul de refulare şi de aspiraţie, adică Δp_{st}; a este un coeficient constant.

În tabela 2—6 sînt calculate cîteva puncte ale acestei parabole.

Tabela 2—6

V, m³/h	av^2	b		Δp	
		N/m²	mm H_2O	N/m²	mm H_2O
1 350	38,1	128	13	501	51,1
$\frac{1\,350}{1,5} = 900$	$\frac{38,}{1,5^2} = 16,9$	128	13	293	29,9
$\frac{1\,350}{2} = 675$	$\frac{38,1}{2^2} = 9,5$	128	13	221	22,5
$\frac{1\,350}{2,5} = 540$	$\frac{38,1}{2,5^2} = 6,1$	128	13	187	19,1
0	0	128	13	128	13

Se trasează apoi pe un grafic comun caracteristica ventilatorului după rezultatele încercării şi caracteristica reţelei după punctele calculate (fig. 2-11)

Scanned with OKEN Scanner

Punctul de intersecție al celor două caracteristici arată că, dacă se lucrează cu rețeaua de conducte dată, ventilatorul va transporta 1 170 m³ aer pe oră.

Exemplul 13. Să se compare lucrul teoretic consumat pentru comprimarea a 1 m³ aer de la 1 ata: *a)* pînă la 1,1 ata și *b)* pînă la 5 ata. Să se calculeze lucrul consumat atît cu formula termodinamică a comprimării adiabatice cît și cu formula hidraulică, considerînd că aerul este necompresabil.

Rezolvare. a) $p_1 = 10\,000 \cdot 9{,}81$ N/m²; $p_2 = 10{,}8\ 10^4$ N/m².

Folosind formula (2-12), dacă se raportează lucrul necesar pentru comprimare la 1 m³ gaz (în condițiile de aspirație), se obține:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad [\text{J/m}^3].$$

Pentru aer $k = 1{,}4$ (v. tabela IV). Atunci *:

$$L_{ad} = \frac{1{,}4 \cdot 9{,}81}{0{,}4} 10^4 \left(1{,}1^{\frac{0{,}4}{1{,}4}} - 1 \right) = 9\,520 \text{ J/m}^3.$$

Calculul cu formula hidraulică:

$$L_h = V \Delta p$$

dă pentru $\Delta p = 10{,}8 \cdot 10^4 - 9{,}81 \cdot 10^4 = 9{,}8 \cdot 10^3$ N/m².

$$L_h = 1 \cdot 9{,}81 \cdot 1\,000 = 9\,810 \text{ J/m}^3.$$

b) $p_1 = 9{,}81 \cdot 10^4$ N/m²; $p_2 = 49{,}1 \cdot 10^4$ N/m².

Cu formula termodinamică:

$$L_{ad} = \frac{1{,}4}{0{,}4} 9{,}81 \cdot 10^4 \left(5^{\frac{0{,}4}{1{,}4}} - 1 \right) = 201\,000 \text{ J/m}^3.$$

Cu formula hidraulică, la $\Delta p = 49{,}1 \cdot 10^4 - 9{,}81 \cdot 10^4 = 39{,}3 \cdot 10^4$ N/m², rezultă:

$$L_h = 1 \cdot 39{,}3 \cdot 10^4 = 393\,000 \text{ J/m}^3.$$

Comparînd variantele *a)* și *b)*, se observă că în primul caz rezultatele obținute cu formulele termodinamică și hidraulică diferă în total cu 3%. Acest caz $\left(\frac{p_2}{p_1} = 1{,}1 \right)$ corespunde treptei limită de comprimare a aerului cu ventilatoare, pentru care calculul puterii necesare se face, după cum s-a arătat mai sus, cu formula hidraulică.

În al doilea caz $\left(\frac{p_2}{p_1} = 5 \right)$, care corespunde comprimării aerului în compresor, rezultatele obținute cu formula comprimării adiabatice și cu formula

* Deoarece între cele două mărimi din paranteză există o diferență mică, nu este indicat să se calculeze cu rigla de calcul, care în acest caz nu dă o exactitate suficientă.

Scanned with OKEN Scanner

hidraulică diferă cu 100%. Pentru calculul puterii necesare compresorului, se utilizează totdeauna formulele termodinamice (2-12) și (2-13).

Pe diagrama teoretică indicatoare a unui compresor cu piston (fig. 2-12) se vede clar că suprafața *abce* (care reprezintă lucrul consumat la comprimarea adiabatică la $p_2 = 1{,}1$ ata) este aproximativ egală cu suprafața *abde*, însă suprafața *afge* (pentru $p_2 = 5$ ata) diferă mult de suprafața *afhe*.

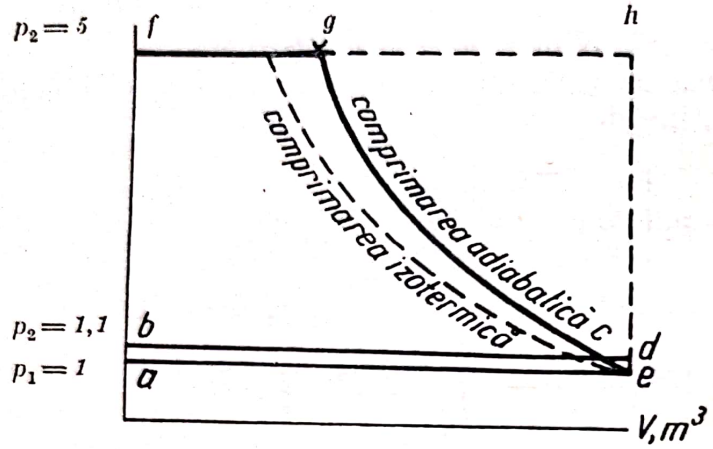


Fig. 2-12. (La exemplu. 13

Exemplul 14. Să se determine puterea necesară a unui compresor cu piston cu o singură treaptă, care comprimă 460 m³ N/h amoniac de la 2,5 pînă la 12 ata.

Temperatura inițială a amoniacului este: —10°C; randamentul compresorului —0,7. Să se determine, de asemenea, temperatura amoniacului la sfîrșitul comprimării.

Rezolvare. Se determină lucrul mecanic teoretic al compresorului cu formula (2-12) pentru comprimarea adiabatică.

În tabela IV pentru amoniac se găsește:

$$k = 1{,}29,$$

$$R = \frac{8\,310}{17} = 489 \text{ J/kg} \cdot \text{grd},$$

$$L_{ad} = \frac{1{,}29}{0{,}29} \cdot 489 \cdot 263 \left[\left(\frac{12}{2{,}5} \right)^{\frac{0{,}29}{1{,}29}} - 1 \right] = 240\,000 \text{ J/kg}.$$

Aceeași mărime se calculează cu formula (2-13). Din diagrama T—S, pentru amoniac (v. fig. XXX) se găsește pentru punctul 1 ($t_1 = -10$°C; $p_1 = 2{,}5$ ata) $i_1 = 343{,}5$ kcal/kgf = 1 440 kJ/kg. Ducînd din acest punct o verticală ($S = const.$) pînă la intersecția cu izobara $p_2 = 12$ ata, se găsește punctul 2, pentru care $i_2 = 399$ kcal/kgf = 1 673 kJ/kg.

Folosind formula (2-13), se obține

$$L_{ad} = 1\,673\,000 - 1\,440\,000 = 233\,000 \text{ J/kg},$$

valoare apropiată de cea găsită mai sus (diferența este de circa 3%).

Debitul masic de amoniac este:

$$G = 460 \cdot 0{,}76 = 350 \text{ kg/h}.$$

Aici, 0,76 este densitatea amoniacului în condiții normale:

$$\rho_0 = \frac{M}{22{,}4} = \frac{17}{22{,}4} = 0{,}76 \text{ kg/m}^3\text{N}.$$

Puterea necesară a compresorului se calculează cu formula (2-15):

$$N = \frac{350 \cdot 240\,000}{3\,600 \cdot 0{,}7 \cdot 1\,000} = 33{,}4 \text{ kW}.$$

Temperatura la sfîrșitul comprimării se calculează cu ecuația (2-14):

$$T_2 = 263 \left(\frac{12}{2{,}5}\right)^{\frac{0{,}29}{1{,}29}} = 374°\text{K} = 101°\text{C}.$$

Dacă se determină această temperatură direct pe diagrama $T-S$, se găsește în punctul 2 valoarea:

$$t_2 = 104 \text{ °C}.$$

Exemplul 15. Se cere să se producă 80 kg/h aer comprimat la o presiune de 4,5 at. Să se arate dacă este indicat pentru acest scop un compresor cu piston cu o singură treaptă cu acțiune simplă, avînd diametrul cilindrului de 180 mm, lungimea cursei pistonului de 200 mm și făcînd 240 rot/min. Spațiul mort reprezintă 5% din volumul descris de piston. Coeficientul politropic se va lua egal cu 1,25.

Rezolvare. Debitul compresorului se determină cu formula (2-16). Mai întîi trebuie să se găsească randamentul volumetric λ_0 al compresorului. Cu ecuația (2-17) se calculează:

$$\lambda_0 = 1 - 0{,}05\left(5{,}5^{\frac{1}{1{,}25}} - 1\right) = 0{,}854.$$

Coeficientul de debit se consideră:

$$\lambda = 0{,}85\ \lambda_0 = 0{,}85 \cdot 0{,}854 = 0{,}725.$$

Debitul compresorului este:

$$V = \frac{0{,}725 \cdot 0{,}18^2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}2 \cdot 240}{4 \cdot 60} = 0{,}0147 \text{m}^3/\text{s} = 53 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Considerînd că compresorul aspiră aer atmosferic cu temperatura de ~20°C, avînd densitatea de 1,2 kg/m³, se obține debitul masic al compresorului:

$$53 \cdot 1{,}2 = 63{,}6 \text{ kg/h}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Prin urmare, compresorul nu poate acoperi debitul necesar (80 kg/h). Totuşi, debitul necesar poate fi obţinut şi prin utilizarea acestui compresor:

1) dacă se măreşte turaţia compresorului de la 240 la $\frac{80}{63,6} \cdot 240 =$ $= 302$ rot/min;

2) dacă se cuplează compresorul cu o suflantă, care să comprime aerul de la presiunea atmosferică la presiunea egală cu $\frac{80}{63,6} = 1,26$ ata şi să se treacă apoi aerul cu această presiune în conducta de aspiraţie a compresorului (fig. 2-13).

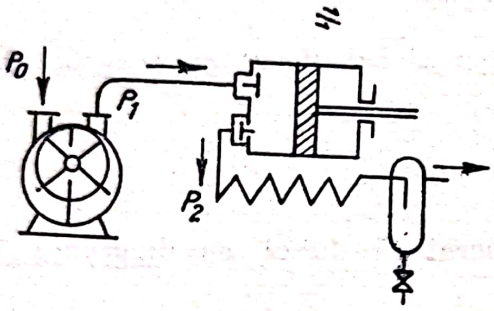


Fig. 2-13. (La exemplul 15).

În ambele cazuri, funcţionarea compresorului trebuie să se verifice prin calcule speciale.

Exemplul 16. Spaţiul mort al unui compresor cu piston cu o singură treaptă, folosit pentru comprimarea metanului, reprezintă 8,5% din volumul descris de piston. Considerînd că procesul de dilatare a gazului din spaţiul mort este adiabatic, să se determine presiunea limită de refulare la care debitul compresorului devine nul. Presiunea de aspiraţie este cea atmosferică.

Rezolvare. Debitul compresorului este nul atunci cînd randamentul volumetric devine nul, adică:

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon_0\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{1/m} - 1\right] = 0.$$

Conform condiţiei date, dilatarea gazului din spaţiul mort se consideră adiabatică, adică în locul exponentului politropic m se ia exponentul adiabatic k, egal pentru metan cu 1,31 (tabela 4). Spaţiul mort $\varepsilon_0 = 0,085$. Presiunea de aspiraţie $p_1 = 1$ ata.

Atunci:

$$1 - 0,085\left(p_2^{\frac{1}{1,31}} - 1\right) = 0.$$

Din această ecuaţie se găseşte:

$$p_2^{0,736} = 12,8,$$

de unde

$$p_2 \approx 28 \text{ ata.}$$

Prin urmare, debitul compresorului va fi egal cu zero la presiunea de refulare de 28 ata.

Exemplul 17. Să se compare temperaturile la sfîrşitul comprimării, lucrul mecanic teoretic consumat şi valoarea randamentului volumic al unui compresor la comprimarea aerului de la 1 pînă la 9 ata:

a) într-un compresor cu piston şi cu o singură treaptă;

b) într-un compresor cu două trepte şi răcitor intermediar. Temperatura iniţială a aerului şi temperatura sa după răcire este de 20°C. Volumul spaţiului mort reprezintă 8% din volumul descris de piston.

Rezolvare

a) Comprimarea într-o singură treaptă.

Temperatura la sfîrşitul comprimării se calculează cu formula (2-14). Pentru aer, $k = 1{,}4$ (v. tabela IV), deci:

$$T_2 = 293 \cdot 9^{\frac{0,4}{1,4}} = 293 \cdot 1{,}88 = 551\ ^\circ\text{K} = 278^\circ\text{C}.$$

Lucrul mecanic teoretic consumat se calculează cu formula (2-12). Pentru aer, din tabela IV se află:

$$R = \frac{8\,310}{29} = 287\ \text{J/kg} \cdot \text{grd},$$

iar:

$$L_{ad} = \frac{1,4}{0,4}\ 287 \cdot 293\,(1{,}88 - 1) = 260\,000\ \text{J/kg}.$$

Randamentul volumic al compresorului se determină cu ecuaţia (2-17), considerînd că dilatarea aerului din spaţiul mort se face adiabatic:

$$\lambda_0 = 1 - 0{,}08 \cdot 9^{\frac{1}{1,4}} - 1 \approx 0{,}7.$$

b) Comprimarea în două trepte.

Gradul de comprimare în fiecare treaptă se găseşte cu ecuaţia (2-21):

$$x^2 = 9,$$

de unde $x = 3$.

Temperatura după fiecare treaptă de comprimare este:

$$T_2 = 293 \cdot 3^{\frac{0,4}{1,4}} = 293 \cdot 1{,}37 = 402^\circ\text{K} = 129^\circ\text{C}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Lucrul mecanic teoretic total consumat în ambele trepte se calculează cu formula (2-18):

$$L_{ad} = 2 \cdot 287 \cdot 293 \frac{1,4}{0,4}\left(1,88^{\frac{1}{2}} - 1\right) = 218\,000 \text{ J/kg},$$

în care $1,88 = \left(\frac{p_{fin}}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}$.

Randamentul volumic va fi:

$$\lambda_0 = 1 - 0,08\left(3^{\frac{1}{1,4}} - 1\right) = 0,905.$$

Se compară rezultatele obţinute la comprimarea într-o singură treaptă şi în două trepte:

Caracteristica	Comprimare într-o singură treaptă	Comprimare în două trepte
Temperatura la sfîrşitul comprimării T_2,°C	278	129
Lucrul mecanic teoretic consumat L_{ad}, J/kg	260 000	218 000
Randamentul volumetric λ_0	0,7	0,905

Această comparaţie arată clar superioritatea comprimării în două trepte. Cu cît raportul $\frac{p_{fin}}{p_1}$ este mai mare, cu atît apare mai evident avantajul comprimării în mai multe trepte.

Exemplul 18. Un compresor trebuie să debiteze 210 m³ N/h metan, comprimat la presiunea de 55 ata. Presiunea iniţială este cea atmosferică, iar temperatura este de 18°C. Să se determine: *a)* numărul treptelor de comprimare şi repartizarea presiunii pe fiecare treaptă; *b)* puterea consumată, considerînd randamentul adiabatic al compresorului egal cu 0,7; *c)* consumul apei de răcire în răcitoarele compresorului, dacă apa se încălzeşte cu 10°C.

Rezolvare

a) La un grad de comprimare egal cu ~4, numărul necesar de trepte, conform ecuaţiei (2-21) va fi egal cu trei:

$$n = \frac{\lg 55}{\lg 4} = 2,9 \approx 3.$$

Neglijînd pierderile de presiune între trepte, se fixează apoi gradul de comprimare pe fiecare treaptă a compresorului cu trei trepte (fig. 2-14):

$$x = \sqrt[3]{55} = 3,8.$$

Repartizarea aproximativă a presiunii pe trepte va fi:

	p_{in}	p_{fin}
treapta I	1	3,8
treapta II	3,8	14,45
treapta III	14,45	55

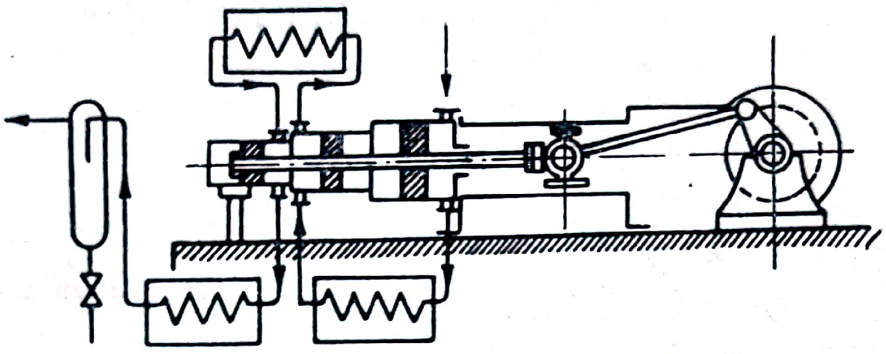


Fig. 2-14. (La exemplul 18).

b) Consumul teoretic de lucru mecanic se determină cu formula (2-18). Pentru metan, în tabela 4, se găsește:

$$k = 1{,}31$$
$$R = 520 \text{ J/kg·grd}$$
$$\rho_0 = 0{,}717 \text{ kg/m}^3\text{N}.$$

Considerînd că în răcitoarele intermediare metanul se răcește pînă la 30°C, se găsește:

$$L_{ad} = 3 \cdot 520 \cdot 303 \frac{1{,}31}{0{,}31}\left(55^{\frac{0.31}{1.31 \cdot 3}} - 1\right) = 746\,000 \text{ J/kg}.$$

Puterea consumată se calculează cu formula (2-15):

$$N = \frac{210 \cdot 0{,}717 \cdot 746\,000}{3\,600 \cdot 1\,000 \cdot 0{,}7} = 44{,}6 \text{ kW}.$$

c) Pentru determinarea consumului de apă în răcitoarele compresorului, se calculează temperatura după treapta a II-a și a III-a de comprimare, considerînd, după cum s-a spus, că în răcitoarele intermediare după treapta I și a II-a, metanul se răcește pînă la 303°K (fig. 2-15). În cilindrul primei trepte a compresorului, temperatura la sfîrșitul comprimării va fi puțin mai joasă (punctul 2), deoarece în prima treaptă metanul se aspiră de fapt la 18°C, și nu la 30°C.

Conform ecuației (2-14):

$$T_2 = 303 \cdot 3{,}8^{\frac{0.31}{1.31}} = 416°\text{K} = 143°\text{C}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Considerînd căldura specifică a metanului la presiunile 3,8; 14,45 şi 55 ata ca fiind aproximativ uniformă şi egală cu 2,22 kJ/kg·grd sau 0,531 kcal/kgf·grd (v. tabela IV), rezultă că în cele trei răcitoare ale compresorului (după treptele I, a II-a şi a III-a) apa de răcire trebuie să preia în total o cantitate de căldură egală cu:

$$Q = \frac{3 \cdot 210 \cdot 0{,}717 \cdot 2{,}22 \cdot 10^3 (143 - 30)}{3\,600} = 31\,500 \text{ W}$$

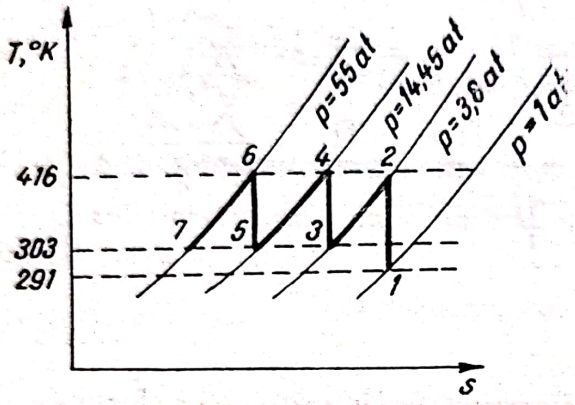


Fig. 2-15. (La exemplul 18).

sau

$$Q = 3 \cdot 210 \cdot 0{,}717 \cdot 0{,}531(143 - 30) = 27\,100 \text{ kcal/h}.$$

Această cantitate de căldură poate fi calculată şi pe altă cale, ca o cantitate de căldură echivalentă cu lucrul mecanic consumat pentru comprimare, ceea ce dă:

$$Q = L_{ad} V_0 \rho_0 = \frac{746\,000 \cdot 210 \cdot 0{,}717}{3\,600} = 31\,200 \text{ W}.$$

La încălzirea apei cu 10°C, debitul acesteia va fi:

$$G_{apă} = \frac{Q}{c(t_2 - t_1)} = \frac{31\,500}{4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 10} = 0{,}752 \text{ kg/s}$$

sau

$$V_{apă} = \frac{0{,}752 \cdot 3\,600}{1\,000} = 2{,}71 \text{ m}^3\text{/h}.$$

Aici $4{,}19 \cdot 10^3$ J/kg·grd, adică 1 kcal/kgf·grd, este căldura specifică a apei.

Exemplul 19. O instalaţie de distribuţie a aerului trebuie să debiteze 230 m³ aer pe minut (debitul considerat la presiunea şi temperatura de aspiraţie) la presiunea de 6 ata. Ce tip de compresor trebuie ales?

Rezolvare. La presiunea dată se poate utiliza atît un compresor cu piston cît şi un turbocompresor. Pentru rezolvarea problemei în ceea ce priveşte alegerea unui tip din cele două se foloseşte graficul reprezentat în figura 2—16 [1—5]. Cu acest grafic se găseşte că pentru un debit $V = 230 \cdot 60 = 13\,800$ m³/h şi pentru o presiune de refulare $p = 5$ ata trebuie folosit

un turbocompresor. Același rezultat se obține și din relația empirică, de mai jos, care arată că este rațională utilizarea turbocompresorului:

$$\frac{V_{min}^2}{p_{ref}} > 1\,000,$$

în care:

V_{min} este debitul, în m³/min;

p_{ref} — presiunea de refulare, în at.

În acest caz $\frac{230^2}{5} = 10\,600$, deci cu mult mai mare decît 1 000.

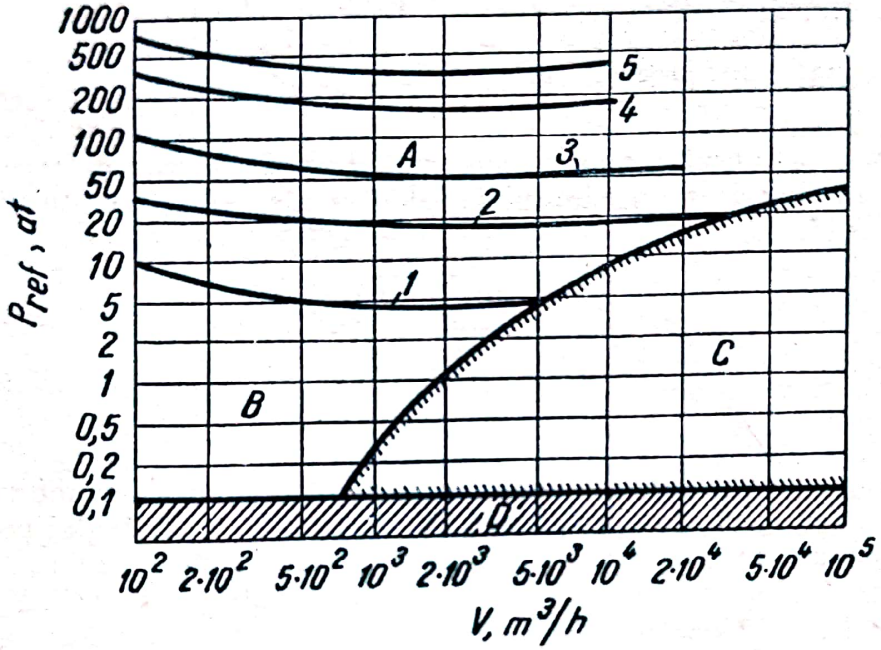


Fig. 2-16. (La exemplul 19):
A — compresoare cu piston: *1* — cu o treaptă; *2* — cu două trepte; *3* — cu trei trepte; *4* — cu patru trepte; *5* — cu cinci trepte; *B* — compresoare rotative și suflante; *C* — turbocompresoare și turbosuflante; *D* — ventilatoare.

Exemplul 20. O pompă de vid cu piston trebuie să facă într-un aparat un vid de 0,9 at. Considerînd că procesul de comprimare a aerului în pompa de vid este politrop (cu un exponent politropic de 1,25), să se determine lucrul mecanic consumat teoretic: *a)* în momentul cînd se atinge un vid de 0,1 at, adică presiunea rămasă în aparat este 0,9 ata ($8{,}83 \cdot 10^4$ N/m²); *b)* cînd presiunea în aparat a ajuns la 0,3 ata ($2{,}94 \cdot 10^4$ N/m²); *c)* cînd s-a atins vidul necesar, adică presiunea rămasă în aparat este egală cu 0,1 ata ($0{,}981 \cdot 10^4$ N/m²).

Rezolvare. Se calculează lucrul teoretic consumat pentru aspirarea a 1 m³ de aer cu formula (2-12):

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right] \qquad [\text{J/m}^3],$$

în care m este exponentul politropic de comprimare.

a) $\frac{p_2}{p_1} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{8{,}83 \cdot 10^4} = 1{,}11$; $\frac{m}{m-1} = \frac{1{,}25}{0{,}25} = 5$; $\frac{m-1}{m} = 0{,}2$:

$$L = 5 \cdot 8{,}83 \cdot 10^4 \, (1{,}11^{0{,}2} - 1) = 9\,720 \ \text{J/m}^3.$$

b) $\frac{p_2}{p_1} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{2{,}94 \cdot 10^4} = 3{,}33$:

$$L = 5 \cdot 2{,}94 \cdot 10^4 \, (3{,}33^{0{,}2} - 1) = 40\,000 \ \text{J/m}^3.$$

c) $\frac{p_2}{p_1} = \frac{9{,}81 \cdot 10^4}{0{,}981 \cdot 10^4} = 10$:

$$L = 5 \cdot 0{,}981 \cdot 10^4 \, (10^{0{,}2} - 1) = 28\,600 \ \text{J/m}^3.$$

Se observă că lucrul mecanic consumat de pompa de vid trece printr-un maximum. Pentru acest maximum se calculează şi puterea motorului necesar pompei de vid.

PROBLEME

1. O pompă transportă acid sulfuric de 30%. Indicaţia manometrului pe conducta de refulare este 1,8 kgf/cm², indicaţia vacuummetrului pe conducta de aspiraţie este 29 mm Hg. Manometrul este fixat cu 0,5 m mai sus decît vacuummetrul. Conductele de aspiraţie şi de refulare au acelaşi diametru. Ce presiune învinge pompa?

2. O pompă transportă un lichid cu densitatea de 960 kg/m³ dintr-un rezervor de presiune atmosferică într-un aparat în care presiunea este de 37 at (v. fig. 2-1). Înălţimea de ridicare este de 16 m. Rezistenţa totală pe conducta de aspiraţie şi de refulare este de 65,6 m H_2O. Să se determine presiunea totală învinsă de pompă.

3. Să se determine randamentul unei staţii de pompare. Pompa debitează 380 l/min păcură cu densitatea relativă de 0,9. Înălţimea totală de ridicare este de 30,8 m. Puterea necesară motorului este de 2,5 kW.

4. Debitul unei pompe care transportă lichid cu densitatea relativă de 1,16 este de 14 l/s. Înălţimea totală de ridicare este de 58 m. Randamentul pompei —0,64, randamentul transmisiei —0,97, randamentul electromotorului 0,95. Care va fi puterea instalată a motorului?

5. O pompă cu piston (v. fig. 2-2) este instalată la înălţimea de 300 m deasupra nivelului mării. Pierderile totale la aspiraţie reprezintă 5,5 m H_2O. Înălţimea geometrică de aspiraţie este de 3,6 m. Să se determine temperatura maximă a apei la care mai este posibilă aspiraţia.

Scanned with OKEN Scanner

6. Să se determine debitul unei pompe diferențiale (fig. 2-17) care are diametrul mare al plungerului de 340 mm, iar cel mic de 240 mm. Cursa plungerului este de 480 mm, turația de 60 rot/min. Coeficientul de debit are valoarea 0,85. Să se determine, de asemenea, cantitatea de lichid care este refulată de fiecare parte a plungerului.

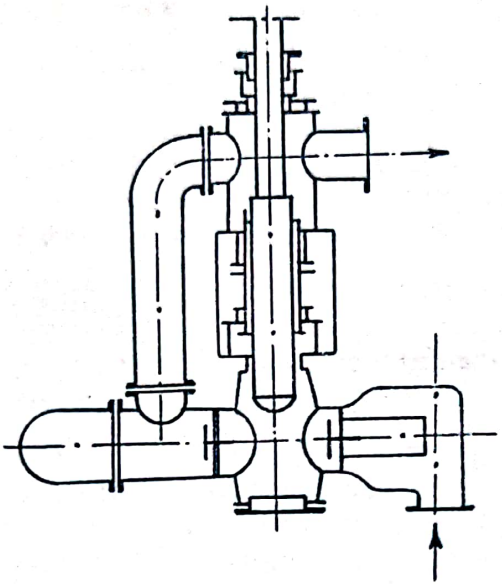


Fig. 2-17. (La problema 6).

7. O pompă cu plunger cu dublu efect (v. fig. 2-6) umple un rezervor cu diametrul de 3 m și înălțimea de 2,6 m în 26,5 min. Diametrul plungerului pompei este de 180 mm, diametrul tijei de 50 mm, raza manivelei de 145 mm. Turația este de 55 rot/min. Să se determine coeficientul de debit al pompei.

8. O pompă centrifugă cu 1 800 rot/min trebuie să transporte 140 m^3/h apă care are temperatura de 30°C. Presiunea atmosferică medie la locul de instalare a pompei este de 745 mm Hg. Pierderile de presiune pe conducta de aspirație reprezintă 4,2 m H_2O. Să se determine înălțimea teoretică de aspirație admisibilă.

9. O pompă centrifugă debitează 280 l/min apă și învinge o înălțime $H = 18$ m. Să se arate dacă această pompă se poate folosi pentru transportul a 15 m^3/h lichid cu densitatea relativă de 1,06 dintr-un rezervor la presiunea atmosferică, într-un aparat cu presiunea de 0,3 at, printr-o conductă cu diametrul de 70 × 2,5 mm. Înălțimea geometrică de ridicare este de 8,5 m. Lungimea calculată a conductei (lungimea proprie plus lungimea echivalentă rezistențelor locale) este de 124 m. Coeficientul de frecare în conductă se consideră egal cu 0,03. Să se determine, de asemenea, care trebuie să fie puterea motorului instalat dacă randamentul instalației de pompare este de 0,55.

10. O pompă centrifugă pentru transportul apei are următoarele caracteristici: $V = 56$ m^3/h; $H = 42$ m; $N = 10{,}9$ kW la $n = 1\,140$ rot/min. Să se determine: 1) randamentul pompei: 2) debitul, înălțimea de ridicare

şi puterea necesară la $n = 1\,450$ rot/min, considerînd că randamentul a rămas neschimbat.

11. La încercarea unei pompe centrifuge s-au obţinut următoarele date:

V, l/min	0	100	200	300	400	500
H, m 37,2	38,0	37,0	34,5	31,8	28,5	

Cît lichid va debita această pompă pe o conductă cu diametrul de 76 × 4 mm, lungă de 355 m (lungimea proprie plus lungimea echivalentă rezistenţelor locale), la o înălţime geometrică de ridicare de 4,8 m? Coeficientul de frecare $\lambda = 0{,}03$; $\Delta p_{st} = 0$. Să se construiască caracteristicile pompei şi reţelei şi să se găsească punctul de lucru.

Cum variază debitul pompei la o înălţime de ridicare de 19 m?

12. Să se determine debitul unei pompe cu roţi dinţate (v. fig. 2-9), cunoscînd următoarele date: turaţia —650 rot/min, numărul dinţilor pe roată —12, lăţimea unui dinte —30 mm, suprafaţa secţiunii dintelui limitată de perimetrul exterior al roţii vecine —7,85 cm², coeficientul de debit —0,7.

13. Se cere să se pompeze cu ajutorul unui ejector 215 l/min soluţie cu densitatea relativă de 1,06 dintr-un rezervor aşezat la subsol (v. fig. 2-10). Înălţimea de ridicare este de 3,8 m. Presiunea apei înaintea pompei este de 1,9 at. Randamentul pompei —0,15. Cîţi metri cubi de apă va consuma ejectorul pe oră?

14. Ce presiune (în ata) trebuie să aibă aerul introdus într-un montejus (fig. 2-18) pentru a ridica acid sulfuric cu densitatea relativă de 1,78 la înălţimea de 21 m? Se neglijează pierderile hidraulice.

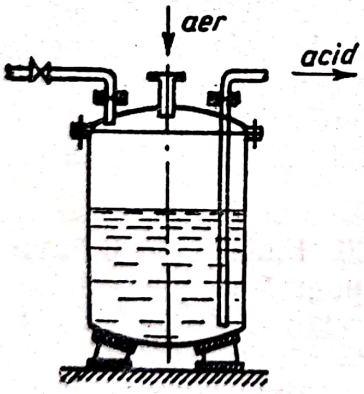


Fig. 2-18 (La problema 14).

15. Un ventilator debitează aer pe care îl aspiră din atmosferă. Debitul ventilatorului este de 12 500 m³/h. Ce cantitate de aer, în kg/h, va debita ventilatorul iarna ($t = -15$°C) şi vara ($t = +30$°C)?

16. Să se determine presiunea produsă de un ventilator care transportă aer cu temperatura de 18°C din atmosferă într-un spaţiu cu o suprapresiune de 43 mm H_2O. Pierderile de presiune pe conducta de refulare reprezintă 275 N/m², iar viteza aerului în conducta de refulare este de 11,5 m/s.

Scanned with OKEN Scanner

17. Ce putere instalată trebuie să aibă motorul unui ventilator cu debitul de 110 m³/min la o presiune totală de 834 N/m²? Randamentul ventilatorului este de 0,47.

18. Un ventilator centrifug cu 960 rot/min debitează 3 200 m³/h aer, consumînd pentru aceasta 0,8 kW. Presiunea creată de ventilator este de 44 mm H_2O. Care va fi debitul, presiunea și puterea consumată de acest ventilator la $n = 1\,250$ rot/min? Să se determine și randamentul ventilatorului.

19. Ce cantitate de aer va transporta un ventilator, a cărui caracteristică este dată în exemplul 12, dacă funcționează într-o rețea în care pentru un debit de 1 000 m³/h, suma $(\Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rez \cdot loc})$ reprezintă 265 N/m², iar diferența de presiune între spațiul de refulare și cel de aspirație este de 20 mm H_2O?

20. Cît aer va transporta ventilatorul din exemplul 12 într-o rețea în care, la un debit de 1 350 m³/h, suma $(\Delta p_d + \Delta p_f + \Delta p_{rez \cdot loc})$ reprezintă 167 N/m², iar $(\Delta p_{st}$ este de 128 N/m²?

21. Ce turație trebuie să aibă ventilatorul din exemplul 12, dacă el trebuie să transporte 1 500 m³/h de aer într-o rețea a cărei rezistență totală pentru acest debit este de 422 N/m²?

22. Să se determine pe cale analitică și cu ajutorul diagramei $T—S$ temperatura aerului la sfîrșitul comprimării adiabatice de la presiunea inițială de 1 ata pînă la cea finală de 3,5 ata. Temperatura inițială este de 0°C. Să se determine, de asemenea, lucrul mecanic necesar pentru comprimarea a 1 kg de aer.

23. Să se determine puterea necesară pentru un compresor cu piston pentru bioxid de carbon avînd un debit de 5,6 m³/h (în condițiile de aspirație). Compresorul comprimă bioxid de carbon de la 20 pînă la 70 ata. Temperatura inițială este de —15°C. Randamentul compresorului se consideră egal cu 0,65. Să se rezolve această problemă pe cale analitică și cu ajutorul diagramei $T—S$ pentru bioxid de carbon (v. fig. XXXII).

24. Să se determine randamentul volumic al compresorului din problema precedentă, dacă spațiul mort reprezintă 6% din volumul descris de piston, iar exponentul politropic de dilatare $m = 1{,}2$.

25. Să se determine debitul și puterea consumată de un compresor cu piston cu o singură treaptă, avînd următoarele caracteristici: diametrul pistonului —250 mm; cursa pistonului —275 mm; volumul spațiului mort —5,4% din volumul descris de piston; turația —300 rot/min. Compresorul comprimă aer de la presiunea atmosferică pînă la 4 ata. Exponentul politropic de dilatare este cu 10% mai mic decît exponentul adiabatic. Temperatura inițială a aerului este de 25°C. Randamentul adiabatic al compresorului este de 0,72.

Scanned with OKEN Scanner

26. Cum variază debitul şi puterea necesară a compresorului din problema precedentă, dacă aerul este introdus cu o suflantă la o presiune de 0,4 at (v. fig. 2-13)? Presiunea finală este cea anterioară (4 ata).

27. La ce presiune de refulare randamentul volumic al unui compresor cu o singură treaptă, care comprimă etilenă, scade la 0,2? Presiunea de aspiraţie este cea atmosferică (1 ata). Dilatarea gazului din spaţiul mort se consideră adiabatică. Volumul spaţiului mort reprezintă 7% din volumul descris de piston.

28. Ştiind că tipurile obişnuite de uleiuri de uns pentru compresoare permit, fără o înrăutăţire apreciabilă a gresajului, ridicarea temperaturii în cilindru pînă la maximum 160°C, să se determine presiunea limită de refulare într-un compresor cu o singură treaptă: *a)* pentru aer; *b)* pentru etan. Presiunea de aspiraţie este cea atmosferică (1 ata). Temperatura iniţială este de 25°C. Procesul de comprimare se va considera adiabatic.

29. După datele din exemplul 17 să se determine cu ajutorul diagramei $T—S$ (v. fig. XXXIV) temperatura aerului la sfîrşitul comprimării într-un compresor cu o singură treaptă şi cu două trepte. Să se calculeze, de asemenea, lucrul teoretic consumat în ambele cazuri, folosind formula (2—13).

30. Să se determine numărul treptelor unui compresor cu piston, care trebuie să comprime azot de la 1 pînă la 100 ata, dacă temperatura admisibilă la sfîrşitul comprimării nu trebuie să depăşească 140°C. Procesul de comprimare se consideră adiabatic. Temperatura iniţială a azotului este de 20°C.

31. Să se determine lucrul mecanic teoretic consumat la comprimarea hidrogenului de la 1,5 pînă la 17 ata, în una şi în două trepte. Temperatura iniţială a hidrogenului este de 20°C.

32. Un compresor supus verificării a comprimat aer într-un balon cu capacitatea de 42,4 l. După 10,5 min presiunea în balon a crescut de la 0 pînă la 52 at, iar temperatura aerului din balon a crescut de la 17 pînă la 37°C. Să se determine debitul compresorului în m^3N/h.

33. Să se determine puterea necesară şi consumul de apă în răcitorul unui compresor cu piston, care comprimă 625 m^3N/h etilenă de la $9{,}81 \cdot 10^4$ N/m^2 pînă la $176{,}6 \cdot 10^4$ N/m^2. Randamentul compresorului este de 0,75. Apa de răcire se încălzeşte în răcitor cu 13°C. Temperatura iniţială a gazului este de 20°C.

34. Ce tip de compresor trebuie ales pentru a comprima:
a) 4 200 m^3/h gaz la 5,5 at; *b)* 300 m^3/h la 2 at? Debitul este indicat la presiunea atmosferică.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul III

METODE HIDROMECANICE DE SEPARARE. HIDRODINAMICA STRATULUI FLUIDIZAT. AMESTECAREA ÎN MEDIU LICHID

FORMULE DE CALCUL

Sedimentarea

Sedimentarea sub acţiunea forţei de gravitaţie (camere de desprăfuire; decantoare)

1. Pentru descrierea sub formă criterială a procesului de sedimentare a particulelor sferice într-un mediu nelimitat în repaus se pot folosi criteriile: Reynolds *Re*, Froude *Fr*, Arhimede *Ar*, Liaşcenko *Li*.

Despre ultimele două se va trata mai detaliat la pag. 124.

Relaţia criterială cea mai convenabilă este:

$$Li = \mathrm{f}\,(Ar).$$

2. În aşa-numitul regim laminar de sedimentare, care este caracterizat prin $Re < 0{,}2$; $Ar < 3{,}6$; $Li < 2 \cdot 10^{-3}$, Stokes a obţinut teoretic următoarea formulă pentru viteza de sedimentare a particulelor sferice: *

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\eta_m} \quad [\mathrm{m/s}]. \qquad (3\text{-}1)$$

---

* Practic este posibilă utilizarea formulei lui Stokes şi la $Re > 0{,}2$ (pînă la $Re \sim 1$)

Pentru sedimentarea particulelor într-un mediu gazos, formula (3-1) se simplifică:

$$w_{sed} = \frac{d^2 \rho g}{18 \eta_m} \tag{3-2}$$

pentru că în acest caz mărimea ρ_m se poate neglija în comparație cu ρ.

În formulele (3-1) și (3-2):

d este diametrul particulei sferice, în m;
ρ — densitatea particulei, în kg/m³;
ρ_m — densitatea mediului, în kg/m³;
η_m — viscozitatea mediului, în N s/m² sau în kg/m.s.

3. Determinarea vitezei de sedimentare a particulelor sferice într-un mediu nelimitat în repaus, după metoda generală, aplicabilă la orice regim de sedimentare, se face în ordinea următoare:

Se determină criteriul lui Arhimede:

$$Ar = Ga \frac{\Delta \rho}{\rho_m} = \frac{Re^2}{Fr} \cdot \frac{\rho - \rho_m}{\rho_m} = \frac{d^3(\rho - \rho_m)\rho_m g}{\eta_m^2}, \tag{3-3}$$

în care $Ga = \frac{Re^2}{Fr}$ este criteriul lui Galileu.

Pentru sedimentarea în mediul gazos:

$$Ar = \frac{d^3 \rho \cdot \rho_m g}{\eta_m^2}.$$

Cu valoarea criteriului Ar se determină valoarea criteriului Re sau a criterului Li (fig. 3-1):

$$Li = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{ReFr\rho_m}{\rho - \rho_m} = \frac{w_{sed}^3 \rho_m^2}{\eta_m(\rho - \rho_m)g} \tag{3-4}$$

sau, dacă mediul este un gaz:

$$Li = \frac{w_{sed}^3 \rho_m^2}{\eta_m \rho g}. \tag{3-4a}$$

Apoi se calculează viteza de sedimentare:

$$w_{sed} = \frac{Re \eta_m}{d \rho_m} \tag{3-5}$$

sau:

$$w_{sed} = \sqrt[3]{\frac{Li \eta_m (\rho - \rho_m) g}{\rho_m^2}}. \tag{3-5a}$$

Pentru particule cu formă neregulată se introduce în formula vitezei d_{ech} în locul diametrului d. Diametrul echivalent d_{ech} al particulei de formă nere-

gulată reprezintă diametrul unei sfere convenționale, al cărei volum este egal cu volumul particulei de formă neregulată:

$$d_{ech} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} V} = 1{,}24 \sqrt[3]{\frac{M}{\rho}}, \qquad (3\text{-}6)$$

în care M este masa particulei, în kg.

4. Dacă se cunoaşte viteza de sedimentare, diametrul particulelor de formă sferică care sedimentează se determină pe cale inversă, adică se calculează mai întîi criteriul Liaşcenko:

$$Li = \frac{w_{sed}^3 \rho_m^2}{\eta_m (\rho - \rho_m) g}$$

şi cu valoarea găsită pentru Li se determină criteriul Ar(fig.3-1), din care se calculează cu formula (3-3) diametrul particulei sferice.

5. Diametrul echivalent al particulelor unui corp solid de formă neregulată se determină pe aceeaşi cale, dacă se cunoaşte viteza de sedimentare. Mai întîi se determină criteriul Li cu formula (3-4), apoi se află valoarea criteriului Ar pentru particule de forma corespunzătoare din figura 3-1 şi se calculează diametrul echivalent:

$$d_{ech} = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \eta_m^2}{(\rho - \rho_m)\rho_m g}}. \qquad (3\text{-}7)$$

6. Suprafaţa de sedimentare a unei camere de desprăfuire sau a unui decantor pentru suspensie se determină cu ecuaţia:

$$S_{sed} = \frac{V_s}{w'_{sed}} \qquad [\text{m}^2], \qquad (3\text{-}8)$$

în care:

V_s este debitul volumic al gazului (lichidului) care trece prin aparat paralel cu suprafaţa de sedimentare, în m^3/s;

w'_{sed} — viteza efectivă de sedimentare, în m/s.

Raportul între viteza efectivă w'_{sed} a particulelor în sedimentarea frînată şi viteza w_{sed} a unei particule în sedimentarea liberă depinde de concentraţia volumică a suspensiei [3-2].

Pentru calcule de orientare, ţinînd seama de deosebirea între condiţiile reale de sedimentare faţă de cele teoretice, anume frînarea sedimentării, forma particulelor, mişcarea mediului, viteza reală de sedimentare se admite uneori egală cu jumătate din viteza teoretică de sedimentare:

$$w'_{sed} = 0{,}5\ w_{sed}.$$

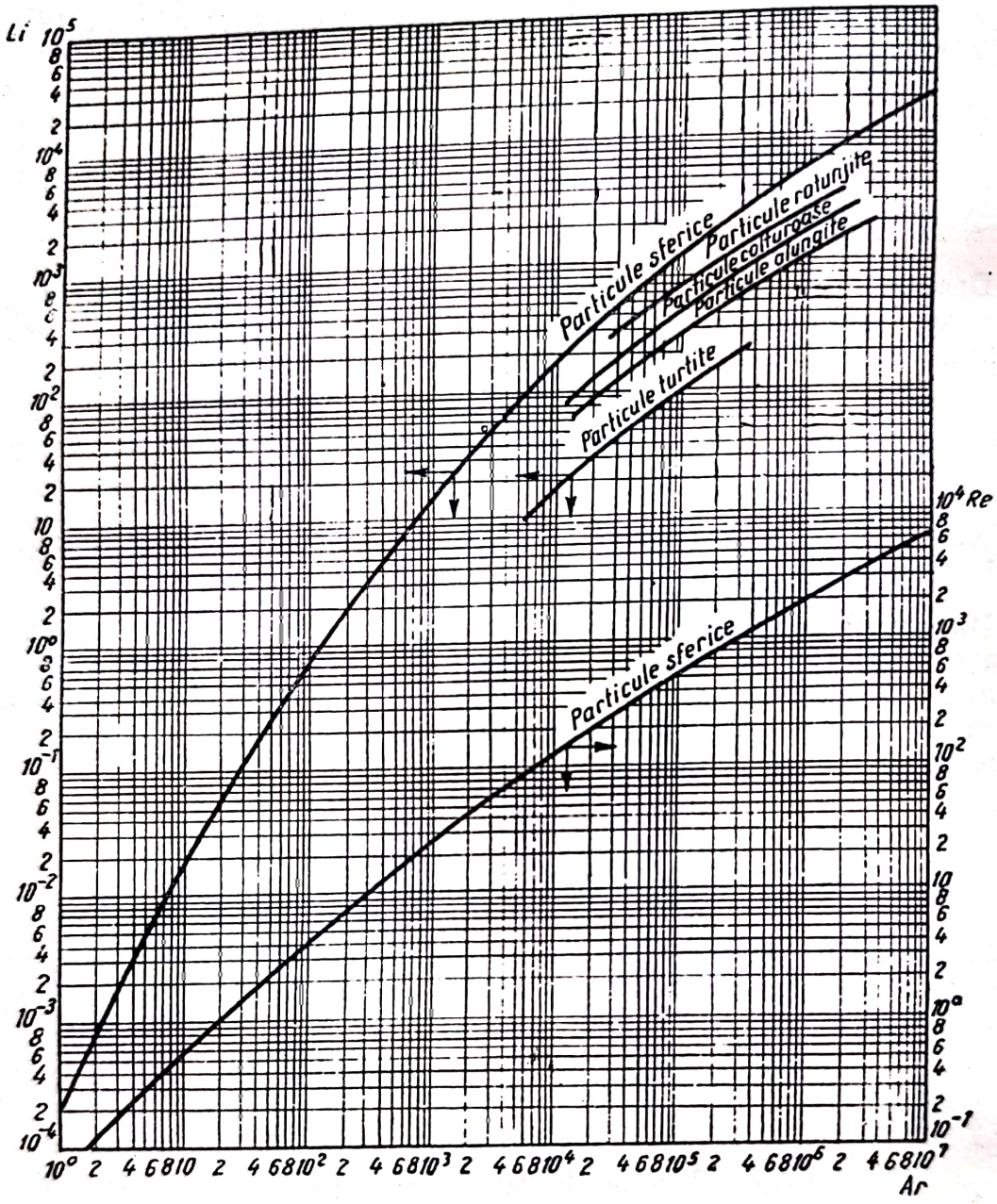


Fig. 3-1. Variaţia criteriilor *Re* şi *Li* în funcţie de criteriul *Ar*.

7. În cazul decantoarelor cu funcţionare continuă, folosite la separarea suspensiilor (fig. 3-2), formula (3-8) capătă forma:

$$S_{sed} = \frac{G_{in}\left(1 - \frac{c_i}{c_f}\right)}{3\,600\,\rho_l w'_{sed}} \quad [m^2] \qquad (3\text{-}9)$$

sau:

$$S_{sed} = \frac{V_0(x_f - x_i)}{3\,600\,w'_{sed}\,x_f} \quad [m^2], \qquad (3\text{-}10)$$

în care :

G_{in} este debitul inițial masic de suspensie diluată, în kg/h ;
c_i — concentrația masică a fazei solide în suspensia inițială, în kg/kg ;
c_f — concentrația masică a fazei solide în suspensia îngroșată (nămol), în kg/kg ;
ρ_l — densitatea lichidului decantat, în kg/m³ ;
V_0 — debitul volumic al fazei lichide conținute în suspensia inițială, în m³/h ;
x_i — concentrația suspensiei inițiale, în kg fază solidă/kg fază lichidă ;
x_f — concentrația nămolului, în kg fază solidă/kg fază lichidă.

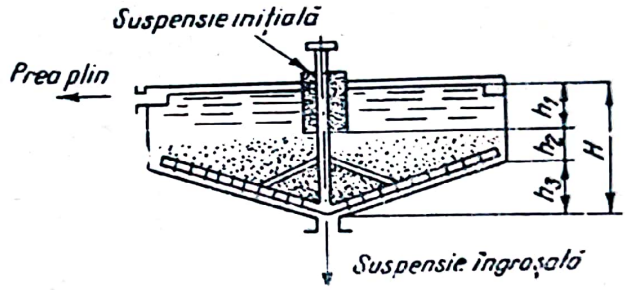


Fig. 3-2. Decantor cu funcționare continuă.

Dimensiunile caracteristice ale decantoarelor sînt date în tabela XX.

Sedimentarea sub acțiunea forței centrifuge (cicloane)

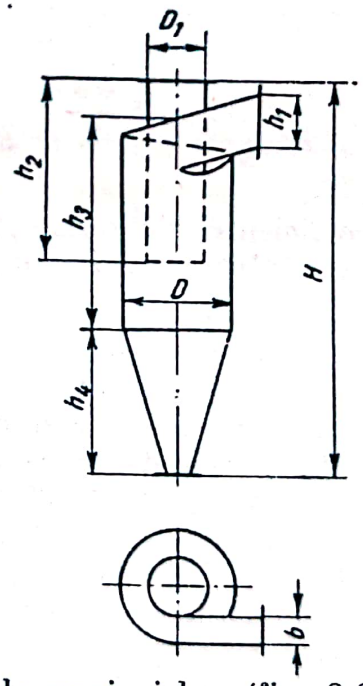


Fig. 3-3. Ciclon.

8. Dimensiunile caracteristice ale unui ciclon (fig 3-3) se determină de obicei în funcție de diametrul D.

Pentru cicloanele NIIOGAZ, foarte mult folosite, în tabela 3-1 [3-5] sînt date aceste dimensiuni ca părți din diametru.

Tabela 3—1

Dimensiunea	Tipul de ciclon		
	ŢN-24	ŢN-15	ŢN-11
Diametrul conductei de ieşire D_1, în m	0,6	0,6	0,6
Lăţimea conductei de intrare b, în m	0,26	0,26	0,26
Înălţimea conductei de intrare h_1, în m	1,11	0,66	0,48
Înălţimea conductei de ieşire h_2, în m	2,11	1,74	1,56
Înălţimea părţii cilindrice h_3, în m	2,11	2,26	2,08
Înălţimea părţii conice h_4, în m	1,75	2,00	2,00
Înălţimea totală a ciclonului H, în m	4,26	4,56	4,38
Coeficientul de rezistenţă ξ	60	105	180

9. Diametrul ciclonului D se determină din condiţia vitezei convenţionale a gazului w_c raportată la secţiunea întreagă transversală a părţii cilindrice a ciclonului:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\, w_c}}, \qquad (3\text{-}11)$$

în care V este debitul de gaz care trece prin ciclon, în m^3/s.

Viteza w_c se determină din formula (3-12). Pentru aceasta, în prealabil se dă raportul $\Delta p/\rho$ (v. exemplul 11).

10. Rezistenţa hidraulică a ciclonului se calculează cu formula:

$$\Delta p = \xi \frac{w_c^2 \rho}{2} \qquad [N/m^2], \qquad (3\text{-}12)$$

în care:

ξ este coeficientul de rezistenţă al ciclonului;

ρ — densitatea gazului care trece prin ciclon, în kg/m^3.

11. Gradul de separare a prafului în ciclon η depinde, în afară de proprietăţile gazului, de diametrul ciclonului şi de viteza gazului w_c, adică de raportul $\Delta p/\rho$, în conformitate cu formula (3-12).

În figura 3-4 este arătată variaţia gradului de separare η funcţie de diametrul ciclonului D la diverse diametre d ale particulelor de praf. Graficul se referă la praf cu densitatea de 2 300 kg/m^3 la $\Delta p/\rho = 740$.

Filtrarea

12. La $\Delta p = const.$, volumul de filtrat V, care trece prin 1 m^2 de suprafaţă de filtrare în timpul τ, şi durata de filtrare τ sînt legate prin ecuaţia:

$$V^2 + 2VC = K\tau, \qquad (3\text{-}13)$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

C este constanta de filtrare, care caracterizează rezistența hidraulică a stratului filtrat (pînză), în m^3/m^2;

K — constanta de filtrare, care ține seama de regimul procesului de filtrare și de proprietățile fizico-chimice ale precipitatului și lichidului [v. formula (3—15)], în m^2/s;

τ — durata de filtrare, în s.

Constantele K și C se determină pe cale experimentală.

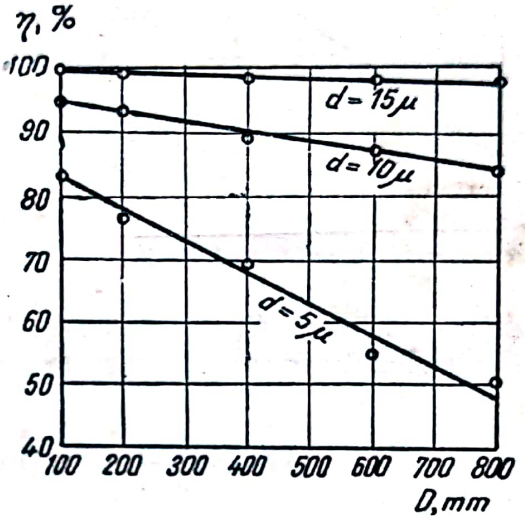


Fig. 3-4. Gradul de reținere a prafului în ciclon.

13. Viteza de filtrare la un moment dat se determină cu ecuația:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)} \qquad [m^3/m^2 \cdot s]. \qquad (3\text{-}14)$$

Cu această ecuație se poate calcula și viteza de spălare a precipitatului cu lichid de spălare, dacă viscozitatea lichidului de spălare este aceeași ca și viscozitatea filtratului și dacă lichidul de spălare trece prin filtru pe același parcurs ca și filtratul. În aceste condiții, viteza de spălare este egală cu viteza de filtrare în momentul final.

Forma modificată a ecuației (3-14):

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K},$$

care exprimă relația liniară între mărimile $\frac{d\tau}{dV}$ și V, se utilizează pentru determinarea constantelor C și K pe baza datelor experimentale. În acest scop, pe axa absciselor se înscriu valorile măsurate pentru V_1, V_2,..., iar pe axa ordonatelor valorile măsurate corespunzător pentru $\frac{\Delta\tau_1}{\Delta V_1}$, $\frac{\Delta\tau_2}{\Delta V_2}$, ... Du-

cînd prin punctele determinate experimental o dreaptă (fig. 3-5), se găseşte apoi valoarea lui K şi C din ecuaţiile:

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{2}{K},$$

$$m = \frac{2C}{K}.$$

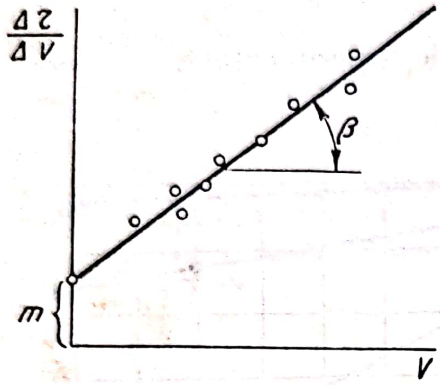


Fig. 3-5. Variaţia între $\frac{\Delta\tau}{\Delta V}$ şi V.

14. Constanta de filtrare K, raportată la 1 m² de suprafaţă de filtrare, la $\Delta p = const.$, este legată de rezistenţa specifică a precipitatului prin formula [3-4]:

$$K = \frac{2\Delta p}{\eta \cdot c \cdot r} \quad [\mathrm{m^2/s}], \tag{3-15}$$

în care:

Δp este căderea presiunii în filtru, în $\mathrm{N/m^2}$;
η — viscozitatea filtratului, în $\mathrm{N \cdot s/m^2}$;
r — rezistenţa specifică a stratului depus (calculată la 1 kg de substanţă uscată pe care o conţine), în m/kg;
c — masa substanţei solide uscate care se depune la trecerea prin suprafaţa filtrantă a 1 $\mathrm{m^3}$ de filtrat, în $\mathrm{kg/m^3}$.

15. Mărimea c se poate exprima prin concentraţia suspensiei filtrate x, în felul următor (v. exemplul 12):

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx} \quad [\mathrm{kg/m^3}], \tag{3-16}$$

în care:

ρ este densitatea filtratului, în $\mathrm{kg/m^3}$;
x — concentraţia masică a fazei solide în suspensie, în kg/kg;
m — masa precipitatului umed raportată la 1 kg de substanţă uscată conţinută în el, în kg/kg.

La înlocuirea lui c în ecuaţia (3-15) se obţine următoarea formulă pentru constanta K:

$$K = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{\eta r \rho x} \quad [\mathrm{m^2/s}]. \tag{3-17}$$

Scanned with OKEN Scanner

Dacă se cunoaşte constanta de filtrare K, rezistenţa specifică a precipitatului r se poate calcula cu ecuaţia (3-15) rezolvată în raport cu r:

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\eta\rho x} \qquad [\text{m/kg precipitat uscat}]. \tag{3-18}$$

16. Constanta de filtrare C, care caracterizează rezistenţa mediului de filtrare (pînzei) şi este raportată la 1 m² de suprafaţă a filtrului, la $\Delta p = const.$, se determină cu ajutorul expresiei următoare [3-4]:

$$C = \frac{r_p}{rc} \qquad [\text{m}^3/\text{m}^2] \tag{3-19}$$

sau, în conformitate cu ecuaţia (3-16):

$$C = \frac{r_p(1 - mx)}{rx\rho}, \tag{3-20}$$

în care:

r_p este rezistenţa specifică a pînzei filtrante (pe 1 m² de suprafaţă), în m/m²;
r — rezistenţa specifică a precipitatului, în m/kg.

Prin urmare, dacă valoarea constantei de filtrare C este cunoscută, rezistenţa specifică a pînzei se poate calcula cu formula:

$$r_p = \frac{Cr\rho x}{1 - mx} \qquad [\text{m/m}^2]. \tag{3-21}$$

17. Concentraţia apei de spălare într-un moment oarecare de la începutul perioadei principale de spălare * (difuziune) se poate calcula cu ecuaţia:

$$C = C_1 e^{-\frac{Kw\tau}{\delta}}, \tag{3-22}$$

în care:

C_1 este concentraţia apei de spălare la începutul procesului;
e — baza logaritmilor naturali ($e = 2{,}718$);
K — coeficientul care ţine seama de proprietăţile fizico-chimice ale precipitatului şi ale apei de spălare, precum şi de regimul de spălare (se stabileşte pe cale experimentală);
w — intensitatea specifică de spălare sau viteza de trecere a apei de spălare, în m³/s · m²;
τ — durata de spălare, în s;
δ — grosimea stratului de precipitat, în m.

După aplicarea logaritmilor, ecuaţia (3-22) capătă următoarea formă:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2{,}3\delta}{Kw}, \tag{3-23}$$

* În timpul perioadei principale de spălare are loc un proces de difuziune a substanţei solubile în apa de spălare şi îndepărtarea ei cu apă; în timpul perioadei iniţiale de spălare însă are loc numai o înlocuire a filtratului din porii precipitatului cu apă de spălare.

Scanned with OKEN Scanner

în care:

τ_1 reprezintă un timp iniţial şi τ_2 un timp final într-o perioadă oarecare a spălării prin difuziune;

C_1 şi C_2 — concentraţiile corespunzătoare ale apei de spălare.

Din ecuaţiile (3-22) şi (3-23) se poate determina durata de spălare, adică timpul necesar pentru a realiza schimbarea stabilită a concentraţiei substanţei spălate în precipitat, precum şi mărimea coeficientului K.

Un mod de calcul al coeficientului K pe baza datelor experimentale este dat în exemplul 20.

18. Cantitatea de substanţă uscată G în precipitatul obţinut pe filtru depinde de cantitatea de filtrat colectat V, de densitatea filtratului ρ, de procentul masic al fazei solide în suspensie x, de umiditatea precipitatului (exprimată prin raportul masic m) şi se poate calcula cu formula:

$$G = Vc = V\frac{\rho x}{1 - mx} \quad [\text{kg}]. \tag{3-24}$$

19. Concentraţia fazei solide în suspensie x, în funcţie de densitatea suspensiei ρ_{susp}, se exprimă prin formula:

$$x = \frac{(\rho_{susp} - \rho_l)\rho_s}{(\rho_s - \rho_l)\rho_{susp}}. \tag{3-25}$$

Densitatea suspensiei ρ_{susp} se poate calcula cu formula:

$$\rho_{susp} = \frac{n+1}{\frac{1}{\rho_s} + \frac{n}{\rho_l}} = \frac{\rho_l(1+n)\rho_s}{\rho_l + \rho_s n}. \tag{3-26}$$

În aceste formule:

x este concentraţia masică a fazei solide în suspensie, în kg/kg;

ρ_{susp} — densitatea suspensiei, în kg/m³;

ρ_l — densitatea fazei lichide, în kg/m³;

ρ_s — densitatea fazei solide, în kg/m³;

n — masa fazei lichide din suspensie pe unitatea de masă a fazei solide ($s : l = 1 : n$).

Cu ajutorul formulei (3-26) se poate calcula şi densitatea precipitatului umed, considerîndu-l ca o suspensie concentrată.

20. Calculul filtrelor cu saci pentru gaze se reduce la determinarea suprafeţei de filtrare după formula:

$$A = \frac{V}{v_{sp}} \quad [\text{m}^2], \tag{3-27}$$

în care:

V este debitul gazului de purificat, în m^3/min;

V_{sp} — debitul specific de gaz de purificat, raportat la 1 m^2 de sac, în $m^3/m^2 \cdot min$.

Mărimea V_{sp} are de obicei valori de la 0,2 la 1 $m^3/m^2 \cdot min$, iar la gaze cu particule de praf grosiere pînă la 2,5 $m^3/m^2 \cdot min$.

Centrifugarea

21. Forţa centrifugă produsă la centrifugare se determină cu ecuaţia:

$$C = \frac{Mu^2}{R} = \frac{\pi^2 MRn^2}{900} = 0{,}011\ MRn^2 \qquad [N], \qquad (3\text{-}28)$$

în care:

M este masa precipitatului şi a lichidului care se găsesc în tamburul centrifugei, în kg;

R — raza tamburului, în m;

n — turaţia centrifugei, în rot/min.

u — viteza periferică a tamburului, în m/s.

Presiunea de filtrare la centrifugare:

a) aproximativă:

$$\Delta p_{cent} = \frac{C}{A} \qquad [N/m^2], \qquad (3\text{-}29)$$

în care:

C este forţa centrifugă calculată cu ecuaţia (3-28);

$A = \pi DH$ — suprafaţa medie de filtrare, în m^2;

D — diametrul interior al tamburului centrifugei, în m;

H — înălţimea tamburului (la centrifugele cu funcţionare periodică şi semicontinuă) sau lungimea zonei de filtrare (la centrifugele cu funcţionare continuă) în m;

b) mai precisă:

$$\Delta p_{cent} = 5{,}5 \cdot 10^{-3} \rho_{susp} (R_2^2 - R_1^2) n^2 \qquad [N/m^2], \qquad (3\text{-}30)$$

în care:

ρ_{susp} este densitatea suspensiei, în kg/m^3;

R_1 — raza stratului interior de lichid, în m;

R_2 — raza interioară a tamburului, în m;

n — turaţia centrifugei, în rot/min.

Scanned with OKEN Scanner

22. Factorul de separare al unei centrifuge este raportul dintre acceleraţia forţei centrifuge şi acceleraţia căderii libere *:

$$f = \frac{C}{G} = \frac{\frac{Mu^2}{R}}{Mg} = \frac{u^2}{Rg} = \frac{\omega^2 R}{g} \approx 4\ Rn^2, \qquad (3\text{-}31)$$

în care:

u este viteza periferică a tamburului, în m/s;
R — raza tamburului, în m;
ω — viteza unghiulară, în 1/s;
n — turaţia , în 1/s.

23. Viteza de filtrare la centrifugare se poate exprima sub forma legii generale din hidraulică:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{cent}}{R_{cent}},$$

în care:

Δp_{cent} este căderea de presiune la centrifugare;
$R_{cent} = R_p + R_f$ — rezistenţa totală la centrifugare, egală cu suma rezistenţelor precipitatului şi a mediului filtrant.

Valorile rezistenţelor R_p şi R_f se pot calcula cu ecuaţia filtrării tipice sau se determină experimental.

24. Adîncimea pîlniei de lichid, formată la rotirea tamburului centrifugei, se calculează cu formula:

$$h = 2n^2R^2 \qquad [\text{m}], \qquad (3\text{-}32)$$

în care:

n este turaţia tamburului, în 1/s;
R — raza tamburului, în m.

Cu aceeaşi formulă se poate calcula şi adîncimea pîlniei de lichid în aparatele prevăzute cu agitator.

25. Consumul de energie în perioada de pornire a centrifugelor cu funcţionare periodică se calculează cu următoarele formule:

a) Puterea consumată pentru învingerea inerţiei tamburului şi încărcăturii.

Lucrul mecanic consumat pentru învingerea inerţiei tamburului în perioada de pornire este:

$$L_1 = \frac{w_2^2 M_t}{2} \qquad [\text{J}], \qquad (3\text{-}33)$$

* Factorul de separare este o formă modificată a criteriului lui Froude, care ţine seama de acţiunea forţei centrifuge: $Fr_c = \frac{dn^2}{g}$.

în care:

w_2 este viteza periferică de rotaţie a tamburului pe suprafaţa sa exterioară cu raza R_2, care se stabileşte la atingerea numărului de rotaţii dat, în m/s;

M_t — masa tamburului, în kg.

Lucrul mecanic consumat pentru învingerea inerţiei încărcăturii în perioada de pornire (volumul de material încărcat se consideră jumătate din volumul total al tamburului) este:

$$L_2 = \frac{0{,}75 w_1^2 \rho V}{4} \qquad [\text{J}], \tag{3-34}$$

în care:

w_1 este viteza periferică de rotaţie la raza interioară a tamburului R_1, în m/s;

ρ — densitatea materialului încărcat, în kg/m³;

V — volumul total al tamburului centrifugei, egal cu $\pi R_1^2 H$ în m³.

Puterea consumată pentru învingerea inerţiei tamburului şi încărcăturii în perioada de pornire va fi:

$$N_1 = \frac{L_1 + L_2}{\tau} \qquad [\text{W}], \tag{3-35}$$

în care τ este durata perioadei de pornire, în s.

După date practice, τ este de obicei 1—3 min.

b) Puterea consumată pentru învingerea forţei de frecare a axului în lagăre este:

$$N_2 = \lambda M w_{ax} g \qquad [\text{W}], \tag{3-36}$$

în care:

λ este coeficientul de frecare, egal cu 0,07—0,1*;

M — masa totală a tuturor părţilor centrifugei care se rotesc, inclusiv încărcătura, în kg;

w_{ax} — viteza periferică de rotaţie a fusului, în m/s.

c) Puterea consumată pentru învingerea frecării peretelui tamburului cu aerul este:

$$N_3 = 2{,}94 \cdot 10^{-3} R_2^2 w_2^3 \beta \rho_{aer} \qquad [\text{W}], \tag{3-37}$$

în care:

ρ_{aer} este densitatea aerului, în kg/m³;

β — coeficient de rezistenţă, egal în medie cu 2,3.

d) Consumul total de energie pentru o centrifugă cu funcţionare periodică în perioada de pornire va fi:

$$N_t = N_1 + N_2 + N_3 \qquad [\text{W}]. \tag{3-38}$$

* Pentru lagăre obişnuite cu ungere inelară; pentru rulmenţi cu bile, $\lambda = 0{,}03$.

Ţinînd seama de randamentul mecanismului de transmisie η_t, puterea consumată va fi:

$$N = \frac{N_t}{\eta_t} \qquad [W]. \tag{3-39}$$

Puterea instalată a motoarelor electrice pentru centrifuge trebuie luată cu o rezervă de 10—20%.

26. Calculul grosimii peretelui tamburului centrifugei sau verificarea rezistenţei peretelui se poate face cu ecuaţia:

$$\sigma_r = \frac{C_1 + C_2}{2S}, \tag{3-40}$$

în care:

σ_r este rezistenţa admisibilă a materialului tamburului la rupere, în N/m^2;

S — suprafaţa secţiunii transversale a peretelui tamburului în m^2; deoarece forţele care acţionează sînt preluate atît de partea din dreapta, cît şi de partea din stînga a secţiunii tamburului, rezultă că secţiunea totală va fi $2S$ (fig. 3-6);

C_1 — forţa centrifugă a unei jumătăţi de secţiune inelară a peretelui, în N;

C_2 — forţa centrifugă a unei jumătăţi de secţiune inelară a încărcăturii, în N.

Mărimile C_1 şi C_2 se calculează cu ecuaţia (3-28), în care R, distanţa între centrul de greutate al jumătăţii de secţiune inelară care se roteşte, se determină cu formula:

$$R = \frac{4}{3\pi}\left[\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2}\right] \qquad [m], \tag{3-40 a}$$

în care:

R_1 este raza interioară a jumătăţii de secţiune inelară, în m;

R_2 — raza exterioară a jumătăţii de secţiune inelară, în m.

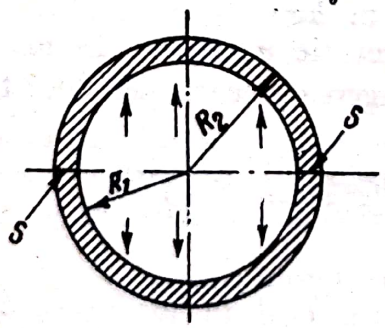


Fig. 3-6. Schema forţelor care acţionează asupra tamburului unei centrifuge.

27. *a)* Capacitatea de producţie (debitul volumic al suspensiei) a unei centrifuge de sedimentare, cu îndepărtarea cu cuţit a sedimentului de tip A O G, cu regim laminar de sedimentare, se determină cu ecuaţia (3-8) modificată:

$$V_s = A' w \eta \qquad [m^3/s], \tag{3-41}$$

în care:

$A' = 2\pi r_0 L$ este suprafaţa oglinzii suspensiei în tambur, în m²;
r_0 — raza interioară a stratului de suspensie, în m;
L — lungimea tamburului, în m;
$w = w_{sed} f$ — viteza de sedimentare a particulelor sub acţiunea forţei centrifuge, în m/s;
w_{sed} — viteza de sedimentare sub acţiunea gravitaţiei, în m/s;
f — factorul de separare, determinat la raza r_0;
η — coeficientul care ţine seama de raportul debitului real şi teoretic al centrifugei, care se admite egal cu 0,4—0,5 în lipsa datelor experimentale; el depinde de alunecarea lichidului faţă de tobă şi ţine seama şi de prezenţa vîrtejurilor care frînează sedimentarea.

Formula (3-41) poate fi pusă sub forma mai comodă pentru calcul:

$$V_h = 25{,}3\eta L n^2 w_{sed} r_0^2 k \qquad [m^3/h], \qquad (3\text{-}42)$$

în care k este raportul între durata alimentării centrifugei cu suspensie (durata proprie de sedimentare) şi durata totală de funcţionare a centrifugei.

b) Debitul de suspensie al unei centrifuge continue orizontale de sedimentare cu şnec de descărcare (NOGS) se determină cu formula:

$$V = 3{,}5 \frac{D_{p1}^2 L_{p1} (\rho - \rho_m) d^2 n^2}{\eta} \qquad [m^3/h], \qquad (3\text{-}42\ a)$$

în care:

D_{p1} şi L_{p1} sînt diametrul şi lungimea „cilindrului de preaplin", în m;
ρ şi ρ_m — densitatea particulelor şi mediului, în kg/m³.
d — diametrul celor mai mici particule care sedimentează, în m;
n — numărul de rotaţii ale rotorului, în rot/min;
η — viscozitatea mediului în N·s/m².

28. Debitul de suspensie al unei supercentrifuge tubulare se determină din următoarea expresie:

$$V \leqslant \frac{wV_l}{h} \qquad [m^3/s], \qquad (3\text{-}43)$$

în care:

w este viteza de depunere a particulelor în cîmpul centrifugal, în m/s;
$V_l = 0{,}785(D^2 - D_0^2)L$ — volumul de lichid în tambur, în m³;
h — adîncimea curentului în tambur, în m;
L — lungimea părţii de lucru a tamburului, în m;
D — diametrul interior al tamburului, în m;
D_0 — diametrul pragului de preaplin, în m.

Scanned with OKEN Scanner

Condiția bunei funcționări a unei supercentrifuge (fără îndepărtarea sedimentului), care servește la calculul diametrului, este prezența regimului laminar de mișcare a curentului în tambur ($Re \leqslant 350$). La valori mai mari ale lui Re este necesar să se mărească lungimea tobei.

Hidrodinamica stratului fluidizat

29. La un strat fix de particule solide, porozitatea, adică fracțiunea de goluri, este dată de:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{gr} - V}{V_{gr}}. \tag{3-44}$$

În cazul cînd se poate neglija densitatea mediului din golurile dintre particule în comparație cu densitatea particulelor, porozitatea este dată de:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho}. \tag{3-44 a}$$

Aici:

V și V_{gr} sînt volumul ocupat de particule și volumul total al stratului, în m^3;

ρ și ρ_{gr} — densitatea particulelor și densitatea stratului (așa-numita densitate a stratului granular), în kg/m^3.

În practică, porozitatea unui strat fix de sfere de același diametru, așezate la întîmplare, variază în limitele 0,38—0,42; în calcul se admite valoarea medie 0,4.

La stratul fluidizat, porozitatea este dată de formula:

$$\varepsilon = \frac{V_{fl} - V}{V_{fl}}, \tag{3-45}$$

în care V_{fl} este volumul stratului fluidizat, în m^3.

30. Condiția de trecere a stratului fix în stratul fluidizat este egalitatea forței de presiune a mediului (care se manifestă în prezența pierderii de presiune pe înălțimea stratului) cu greutatea stratului de pe unitatea de secțiune.

Pentru stratul fluidizat, în care nu variază cantitatea de particule, pierderea de presiune este dată de expresia:

$$\Delta p_{st} = \frac{G_{st}}{S} = const., \tag{3-46}$$

în care:

G_{st} este greutatea materialului în strat, în N;

S — secțiunea aparatului, în m^2;

Căderea de presiune a fluidului care trece prin stratul fluidizat se determină din ecuația:

$$\Delta p_{st} = (\rho - \rho_m)g(1 - \varepsilon)h = (\rho - \rho_m)g(1 - \varepsilon_0)h_0 \quad [\text{N/m}^2], \quad (3\text{-}47)$$

în care:

h și h_0 sînt înălțimile stratului fluidizat și fix, în m;

ρ și ρ_m — densitatea particulelor solide și a mediului, în kg/m³.

Dacă mediul este un gaz, atunci $\rho_m \ll \rho$ și ecuația (3-47) devine:

$$\Delta p_{st} = \rho \cdot g(1 - \varepsilon)h = \rho \cdot g\ (1 - \varepsilon_0) \cdot h_0 \quad [\text{N/m}^2]. \quad (3\text{-}47a)$$

Pierderea de presiune în sita de repartiție a gazului se determină cu ecuația

$$\Delta p_s = \frac{0{,}503 w_0^2 \rho_m (1 - \varphi^2)}{C^2} \quad [\text{N/m}^2]. \quad (3\text{-}48)$$

Aici:

φ este fracțiunea liberă din secțiunea sitei; această mărime se admite de obicei de 0,01—0,05;

$w_0 = w/\varphi$ — viteza curentului în găurile sitei, în m/s;

w — viteza curentului raportată la întreaga secțiune a aparatului în m/s;

C — coeficientul de rezistență al sitei, care depinde de raportul d_0/δ și care se determină din grafic (fig. 3-7);

d_0 — diametrul găurilor sitei, în m;

δ — grosimea sitei, în m.

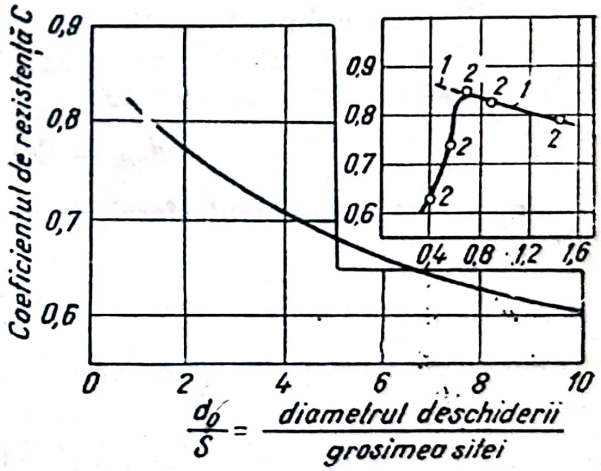


Fig. 3-7. Coeficientul de rezistență al sitei: 1 — datele lui H. Hewmark și H. O'Connell; 2 — datele lui D. I. Orociko și alții.

31. Se numește viteză critică, viteza la care rezistența stratului este egală cu greutatea stratului; la această viteză, stratul fix trece în stare de strat fluidizat. Viteza critică pentru un strat de particule sferice de același diametru se determină din ecuația:

$$Re_{cr} = \frac{Ar}{1\,400 + 5{,}22\sqrt{Ar}}. \quad (3\text{-}49)$$

Această ecuaţie a fost obţinută pentru o porozitate medie a stratului fix de 0,4 şi dă erori de $\pm 20\%$.
În ea:

$$Re_{cr} = \frac{w_{cr}d}{\nu_m};$$

$$Ar = \frac{Re^2}{Fr} \cdot \frac{\rho - \rho_m}{\rho_m} = \frac{d^3(\rho - \rho_m)g}{\nu_m^2 \rho_m},$$

în care:

w_{cr} este viteza critică a curentului raportată la întreaga secţiune a aparatului în m/s;
d — diametrul particulei, în m;
ρ şi ρ_m — densitatea particulei şi mediului, în kg/m³;
ν_m — viscozitatea cinematică a mediului în m²/s.

Pentru gaze ($\rho_m \ll \rho$):

$$Ar = \frac{d^3 \rho g}{\nu_m^2 \rho_m}.$$

Pentru particule de formă oarecare, viteza curentului se poate determina ţinînd seama de factorul de formă:

$$\Phi = \sqrt{0{,}207 \frac{S}{V^{2/3}}}, \qquad (3\text{-}50)$$

în care:

V este volumul particulei, în m³;
S — suprafaţa particulei, în m².

Cu această ocazie se admite:

$$d_{ech} = \Phi d_{sf} \qquad [\text{m}],$$

în care d_{sf} este diametrul sferei, al cărei volum este egal cu volumul particulei:

$$d_{sf} = 1{,}24 \sqrt[3]{V} \qquad [\text{m}],$$

Pentru un strat polidispers, care constă din particule de diametre diferite, rezultă:

$$d_{ech} = \frac{1}{\sum_1^n \frac{x_i}{d_i}} \qquad [\text{m}], \qquad (3\text{-}51)$$

în care:

n este numărul de fracţii;
d_i — dimensiunea medie a sitei pentru fracţia i (adică media între dimensiunile a două site consecutive);
x_i — conţinutul masic al fracţiei i, în părţi.

Scanned with OKEN Scanner

32. La mărirea vitetei w se produce expandarea (adică creşterea înălţimii şi porozităţii) stratului fluidizat. Înălţimea stratului h este legată de înălţimea stratului fix h_0, prin relaţia:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 \qquad [\text{m}]. \tag{3-52}$$

Porozitatea stratului fluidizat poate fi calculată cu formula:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 0{,}36Re^2}{Ar}\right)^{0{,}21}. \tag{3-53}$$

Raportul între viteza de lucru a gazului, raportată la toată secţiunea aparatului, şi viteza critică se numeşte indice de fluidizare:

$$K_w = \frac{w}{w_{cr}}. \tag{3-54}$$

Viteza reală a curentului în secţiunea liberă dintre particulele stratului se determină cu expresia:

$$w_r = \frac{w}{\varepsilon}. \tag{3-55}$$

33. Viteza curentului w_{antr} la care stratul începe să expandeze şi particulele sînt transportate pneumatic cu fluidul se poate determina cu relaţia (3-56). Ea corespunde aproximativ cu începutul expandării unui strat fluidizat format din particule monodisperse. Aici $\varepsilon = 1$, deci:

$$Re_{antr} = \frac{Ar}{18 + 0{,}61\sqrt{Ar}}, \tag{3-56}$$

în care:

$$Re_{antr} = \frac{w_{antr} d \rho_m}{\eta_m}.$$

Antrenarea fracţiunilor de particule fine din aparate cu strat fluidizat la un material polidispers poate fi calculată cu ecuaţia:

$$\frac{G_t}{G_g} \cdot 10^2 = A \frac{w^4 c^{0,5} H_0^{0,35}}{d^{3,53} h^n \varphi} \cdot m_w^4, \tag{3-57}$$

în care:

$\frac{G_t}{G_g} \cdot 10^2$ este cantitatea relativă de particule, antrenate de curentul de gaz, în procente de masă (raportate la masa gazului);

w — viteza curentului raportată la toată secţiunea aparatului, în m/s;

c — concentraţia masică a particulelor fine în strat, a căror viteză de antrenare w_{antr} este egală sau mai mică decît w;

H_0 — înălţimea stratului fix, în mm;

d — diametrul mediu al particulelor fine, determinat din formula (3-51);

h — înălţimea spaţiului de separare (distanţa de la nivelul superior al stratului fluidizat pînă la ieşirea gazului din ciclon), în mm;

φ — partea activă din secţiunea sitei;

$m_w = \frac{w'_{antr}}{w_{antr}}$ — coeficient de corecţie, care ţine seama de proprietăţile sistemului gaz-solid;

w'_{antr} — viteza de antrenare a particulelor cu diametrul d al materialului etalon (catalizatorul de aluminosilicat natural, de densitate 2 080 kg/m³) în curentul de aer la 20°C şi 760 mm Hg (fig. 3-8);

w_{antr} — viteză de antrenare a particulelor de diametru d al materialului dat în curentul de gaz, în condiţiile de lucru;

A şi n — constante ale căror valori sînt:

$h \leqslant h_p$	$h > h_p$
A ..... 10^{11}	$3{,}35 \cdot 10^7$
n 1,0	0,273.

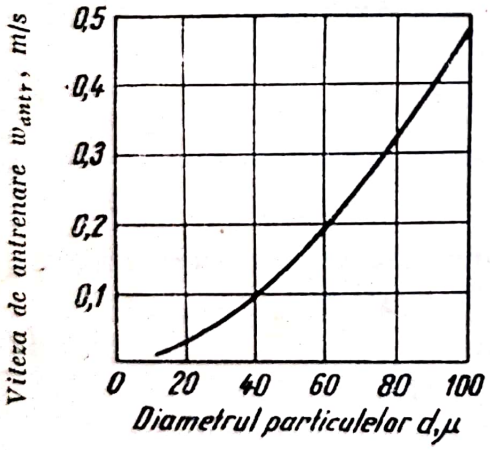


Fig. 3-8. Grafic pentru determinarea vitezei de antrenare a particulelor de catalizator de aluminosilicat natural (ρ = 2 080 kg/m³) în curent de aer.

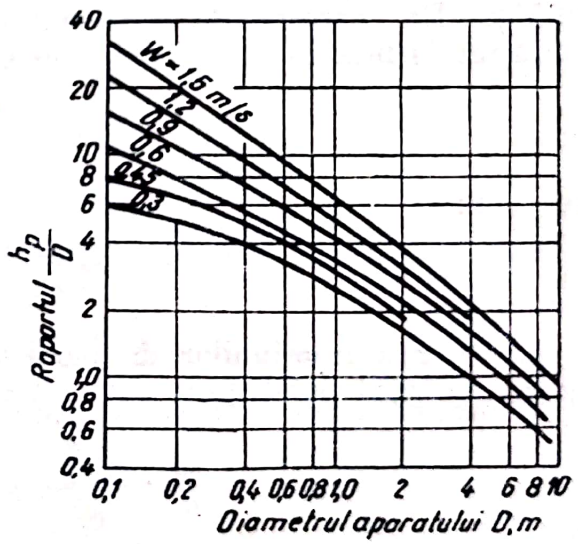


Fig. 3-9. Grafic pentru determinarea înălţimii h_p în care viteza curentului de gaz este variabilă.

Aici h_p este înălţimea spaţiului de deasupra stratului, la care se stabileşte valoarea constantă a vitezei gazului în secţiunea aparatului.

Mărimea h_p se determină, în funcţie de diametrul aparatului şi de viteza curentului, din grafic (fig. 3-9).

34. În figura 3-10 este reprezentat graficul relației $Li = f(Ar, \varepsilon)$ pentru stratul fluidizat de la $\varepsilon_0 = 0{,}4$ pînă la $\varepsilon = 1{,}0$. Din grafic se determină viteza curentului w, necesară pentru atingerea unei porozități date la un strat fluidizat, constituit din particule de diametru d, sau se rezolvă problema inversă.

35. Durata de staționare a particulelor de solid în stratul fluidizat (monodispers) este dată de relația:

$$\tau_0 = \frac{M}{L} \quad [s], \tag{3-58}$$

în care:

M este masa de material care se află în strat, în kg;
L — debitul de material solid, în kg/s.

Din cauza amestecării intense a amestecului în stratul fluidizat, durata de staționare a unei particule în strat diferă mult de durata medie τ_0 de staționare a materialului solid în strat. Dacă se cunoaște timpul τ_0 (de exemplu durata unui proces oarecare, care se petrece în stratul fluidizat), atunci fracțiunea x de particule, care au durata de staționare în strat nu mai mică decît τ, se poate determina din ecuația:

$$x = e^{-\tau/\tau_0}, \tag{3-59}$$

în care $e = 2{,}718$.

Pentru obținerea unei repartiții uniforme a particulelor în timpul staționării se folosesc cîteva straturi fluidizate în serie. Fracțiunea x_n de particule de material, care au în aparatul cu mai multe straturi durata de ședere nu mai mult decît τ, pentru aparatul cu n straturi fluidizate este dată de relația:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2 + \ldots + \frac{1}{(n-1)!}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^{n-1}\right] \cdot e^{-\tau/\tau_0}. \tag{3-60}$$

Amestecarea în mediu lichid

36. Criteriile similitudinii hidrodinamice pentru procesul de amestecare se determină în felul următor:

— criteriul lui Reynolds (pentru centrifugare):

$$Re_c = \frac{\rho n d^2}{\eta}; \tag{3-61}$$

— valoarea critică a criteriului lui Reynolds:

$$Re_{c\,cr} \approx 50;$$

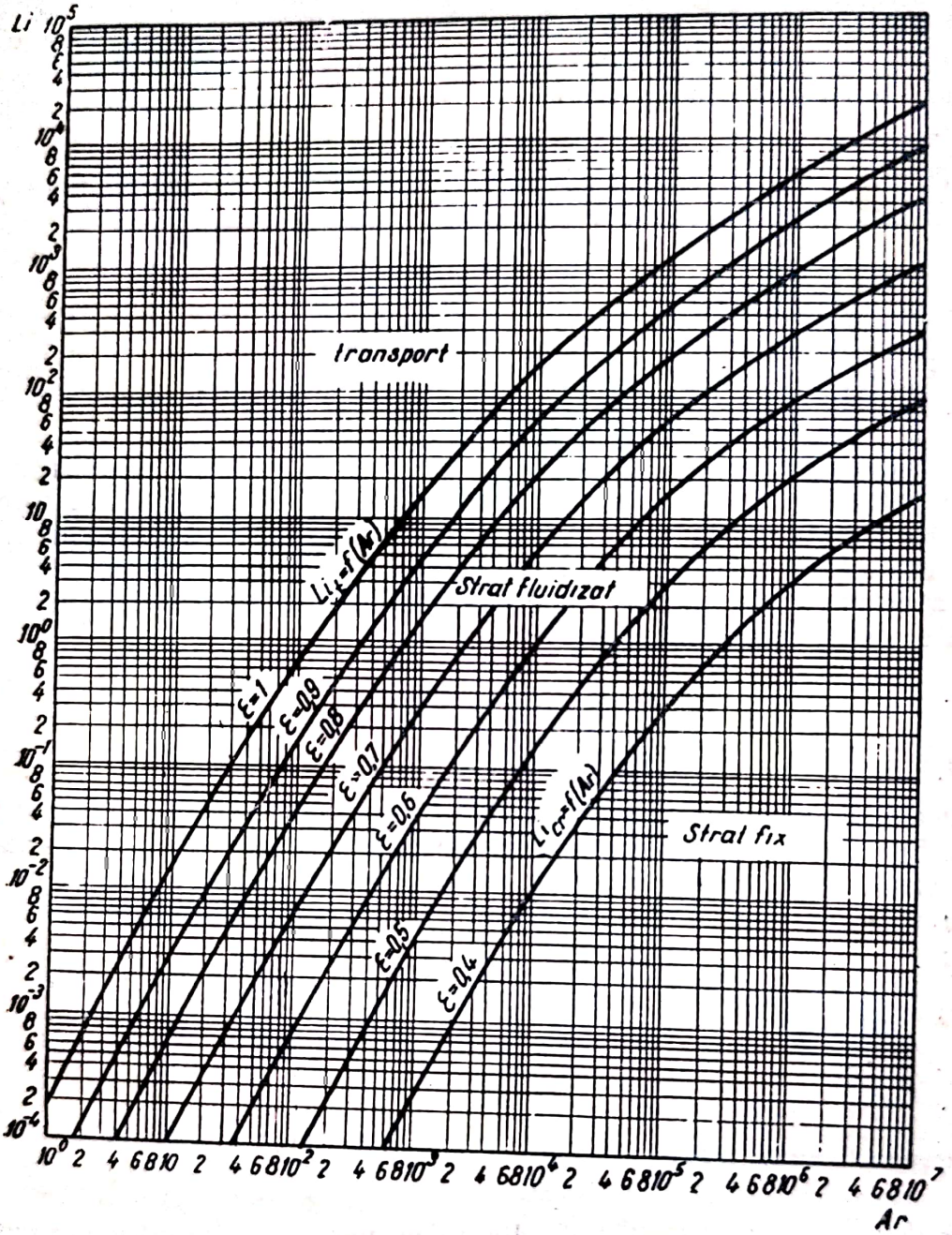


Fig. 3-10. Variaţia criteriului *Li* în funcţie de criteriul *Ar*.

— criteriul pentru putere (dedus din criteriul *Eu*):

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 d^5}; \tag{3-62}$$

— criteriul lui Froude (pentru centrifugare):

$$Fr_c = \frac{n^2 d}{g}. \tag{3-63}$$

în aceste criterii:

N este puterea necesară agitatorului în W;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³;
η — viscozitatea lichidului în N · s/m²;
n — turaţia agitatorului, în 1/s;
d — diametrul agitatorului, în m;
$g = 9{,}81$ m/s² — acceleraţia căderii libere.

37. Relaţia generală între criteriile similitudinii pentru amestecare va fi deci:

$$K_N = f(Re_c,\ Fr_c,\ \Gamma_D,\ \Gamma_b,\ \Gamma_{H_0},\ \ldots).$$

De obicei, influenţa forţei de gravitaţie se neglijează.
Atunci:

$$K_N = f(Re_c,\ \Gamma_D,\ \Gamma_b,\ \Gamma_{H_0},\ \ldots),$$

în care:

$\Gamma_D = \frac{D}{d}$; $\Gamma_b = \frac{b}{d}$; $\Gamma_{H_0} = \frac{H_0}{d}$ ... — simplexurile similitudinii geometrice, care caracterizează tipul constructiv al agitatorului în limita înălţimii stratului de lichid, precum şi alţi factori geometrici;
d — diametrul agitatorului, în m;
D — diametrul vasului, în m;
b — lăţimea paletei agitatorului, în m;
H_0 — înălţimea stratului de lichid, în m.

Pentru agitatoare similare din punct de vedere geometric, ecuaţia generală criterială capătă forma:

$$K_N = \frac{c}{Re_c^m}, \qquad (3\text{-}64)$$

în care c şi m sînt mărimi constante care diferă cu tipul constructiv al agitatorului şi cu regimul de amestecare.

38. Pentru agitatoare cu elice şi cu palete, similare din punct de vedere geometric, la $\frac{D}{d} \approx \frac{H_0}{d} \approx 3$ (v. fig. 3-14), Romankov şi Pavluşenko au stabilit următoarele relaţii:

a) la regim de amestecare laminar ($Re_c < 50$):

$$K_N = 230\ Re_c^{-1{,}67}; \qquad (3\text{-}65)$$

b) la regim turbulent ($Re_c > 50$):

$$K_N = 0{,}845\ Re_c^{-0{,}05}. \qquad (3\text{-}66)$$

Scanned with OKEN Scanner

Din aceste formule se determină puterea consumată de agitatoarele cu elice sau cu palete:

a) la regim laminar:

$$N = 230\ \rho^{-0,67}\eta^{1,67}n^{1,33}d^{1,66} \qquad [W]; \qquad (3\text{-}67)$$

b) la regim turbulent:

$$N = 0,845\ \rho^{0,95}\eta^{0,05}n^{2,95}d^{4,9} \qquad [W]. \qquad (3\text{-}68)$$

Dimensiunile mărimilor sînt aceleaşi ca şi în formulele (3-61) şi (3-62). Indicaţii asupra consumului de energie al agitatoarelor de alte tipuri sînt date în literatură [3-10]. Valorile mărimilor constante c şi m din ecuaţia generală (3-64) pentru diferite agitatoare sînt indicate în tabela XXI, iar în figura VII este dată relaţia $K_N = f\ (Re_c)$ pentru aceleaşi agitatoare.

EXEMPLE

Sedimentarea

Exemplul 1. Să se găsească limita superioară (adică diametrul maxim al particulelor) de aplicare a formulei lui Stokes pentru particule de cuarţ cu densitatea de 2 650 kg/m³, care se depun în apă la 20°C.

Rezolvare. Formula lui Stokes este aplicabilă pentru $Re < 0,2$. Deoarece limita superioară are valoarea $Re = 0,2$, rezultă că cea mai mare particulă de cuarţ, a cărei depunere se poate calcula cu formula lui Stokes, trebuie să aibă diametrul:

$$d = \frac{0,2\eta_m}{w_{sed}\rho_m},$$

de unde:

$$w_{sed} = \frac{0,2\eta_m}{d\rho_m}.$$

Pe de altă parte, din formula (3-1) se obţine:

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\eta_m}.$$

Egalînd cele două expresii ale lui w_{sed}, se găseşte:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2 \cdot 18 \cdot \eta_m^2}{(\rho - \rho_m)\rho_m g}}.$$

Viscozitatea apei la 20°C, $\eta_m = 1$ cP $= 1 \cdot 10^{-3}$ N · s/m². Atunci:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0{,}2 \cdot 18 \cdot 10^{-6}}{(2\,650 - 1\,000)\,1\,000 \cdot 9{,}81}} = 60 \cdot 10^{-6} \text{ m} = 60\,\mu.$$

La valoarea calculată a diametrului particulelor de cuarț corespunde viteza de sedimentare egală cu:

$$w_{sed} = \frac{0{,}2 \cdot 10^{-3}}{60 \cdot 10^{-6} \cdot 1\,000} = 3{,}33 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}.$$

Exemplul 2. Să se găsească viteza de sedimentare în apă a nisipului de cuarț cu particule sferice având $d = 0{,}9$ mm, dacă densitatea nisipului este de 2 650 kg/m³, iar temperatura apei este de 20°C.

Rezolvare. Se determină criteriul Ar:

$$Ar = d^3(\rho - \rho_m)\frac{g\rho_m}{\eta_m^2} = \frac{0{,}9^3 \cdot 10^{-9}(2\,650 - 1\,000)\,1\,000 \cdot 9{,}81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 1{,}18 \cdot 10^4,$$

în care, pentru apă, $\eta_m = 1$ cP $= 1{,}10^{-3}$ N · s/m² (v. tabela V).

Cu valoarea găsită $Ar = 1{,}18 \cdot 10^4$, din figura 3-1, se află valoarea $Re = 140$.

Viteza de sedimentare a nisipului de cuarț de formă sferică cu $d = 0{,}9$ mm se determină din expresia:

$$w_{sed} = \frac{Re\eta_m}{d\rho_m} = \frac{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0{,}0009 \cdot 1\,000} = 0{,}15 \text{ m/s}.$$

Exemplul 3. Să se determine dimensiunea celor mai mari particule sferice de carbonat de calciu care pot fi antrenate de un curent de apă care se deplasează cu viteza de 0,5 m/s. Temperatura apei este de 10°C, densitatea carbonatului de calciu de 2 710 kg/m³.

Rezolvare. Se determină criteriul Li cu formula (3-4):

$$Li = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho - \rho_m)g} = \frac{0{,}5^3 \cdot 1\,000^2 \cdot 10^3}{1{,}3(2\,710 - 1\,000)9{,}81} = 5{,}72 \cdot 10^3,$$

în care viscozitatea apei la 10°C este $\eta_m = 1{,}3 \cdot 10^{-3}$ N. s/m².

Cu valoarea lui $Li = 5{,}72 \cdot 10^3$ se află, din figura 3-1, valoarea $Re = 1\,750$; apoi, din formula (3-5), se determină diametrul maxim al particulelor de carbonat de calciu care vor fi antrenate de apă:

$$d = \frac{Re\eta_m}{w_{sed}\rho_m} = \frac{1\,750 \cdot 1{,}3 \cdot 10^{-3}}{0{,}5 \cdot 1\,000} = 4{,}55 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 4{,}55 \text{ mm}.$$

Exemplul 4. Să se afle viteza de sedimentare a particulelor de sulfură de plumb de formă colțuroasă, cu $d_{ech} = 1$ mm. Densitatea sulfurii de plumb este de 7 560 kg/m³. Sedimentarea se face în apă la 20°C.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Viteza de sedimentare a particulelor de formă neregulată se află din criteriul *Li*, pentru care, în prealabil, se determină valoarea criteriului *Ar*:

$$Ar = \frac{d_{ech}^3(\rho - \rho_m)\rho_m g}{\eta_m^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9}(7\,560 - 1\,000)10^3 \cdot 9{,}81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 6{,}44 \cdot 10^4,$$

în care $\eta_m = 1$ cP $= 1 \cdot 10^{-3}$ N.s/m^2 (v. tabela V).

Din grafic (fig. 3-1) se află, pentru particule de formă alungită, $Li = 3{,}1 \cdot 10^2$.

Viteza de sedimentare se obține din formula (3-5a).

$$w_{sed} = \sqrt[3]{\frac{Li\eta_m(\rho - \rho_m)g}{\rho_m^2}} =$$

$$= \sqrt[3]{\frac{3{,}1 \cdot 10^2 \cdot 1 \cdot 10^{-3}(7\,560 - 1\,000)9{,}81}{1\,000^2}} = 0{,}271 \text{ m/s}.$$

Exemplul 5. Să se determine dimensiunile unor particule alungite de cărbune ($\rho_1 = 1\,400$ kg/m^3) și a unor particule turtite de șist ($\rho_2 = 2\,200$ kg/m^3), care sedimentează cu aceeași viteză $w_{sed} = 0{,}1$ m/s în apă la 20°C.

Rezolvare. Dimensiunile particulelor d_{ech} se calculează cu formula (3-7):

$$d_{ech} = \sqrt[3]{\frac{Ar\eta_m^2}{(\rho - \rho_m)\rho_m g}},$$

la care în prealabil trebuie determinată valoarea criteriului *Li* cu ajutorul graficului (fig. 3-1) pentru particule de forma corespunzătoare.

Pentru particule de formă alungită:

$$Li_1 = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho_1 - \rho_m)g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 0{,}4 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81} = 255,$$

în care:

$\eta_m = 1$ cP $= 1 \cdot 10^{-3}$ N·s/m^2 (v. tabela V);

$\rho_m = 1\,000$ kg/m^3.

Pentru particule turtite:

$$Li_2 = \frac{w_{sed}^3\rho_m^2}{\eta_m(\rho_2 - \rho_m)g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81} = 85.$$

Valorii $Li_1 = 255$ îi corespunde $Ar_1 = 9 \cdot 10^4$ pentru particule alungite, iar valorii $Li_2 = 85$ îi corespunde $Ar = 7 \cdot 10^4$ pentru particule plate.

Diametrul echivalent al particulelor de cărbune:

$$d_{ech_1} = \sqrt[3]{\frac{Ar_1 \cdot \eta_m^2}{(\rho_1 - \rho_m)\rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{9{,}81 \cdot 0{,}4 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 2{,}82 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 2{,}82 \text{ mm}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Diametrul echivalent al particulelor de șist:

$$d_{ech_2} = \sqrt[3]{\frac{Ar_2 \cdot \eta_m^2}{(\rho_2 - \rho_m)\rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{7 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{9{,}81 \cdot 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 10^3}} = 1{,}81 \cdot 10^{-3}\ \text{m} = 1{,}81\ \text{mm}.$$

Exemplul 6. Ce înălțime trebuie să aibă stratul de gaz între grătarele unei camere de desprăfuire (fig. 3-11) ca să se depună particule de praf de pirită cu diametrul de 8 μ, la un debit al gazelor de cuptor de 0,6 m³N/s? Lungimea camerei este de 4,1 m, lățimea de 2,8 m, înălțimea totală de 4,2 m. Temperatura medie a gazului în cameră este de 427°C. Viscozitatea gazului la această temperatură este de 0,034 cP, densitatea prafului de 4 000 kg/m³, densitatea gazului de 0,5 kg/m³.

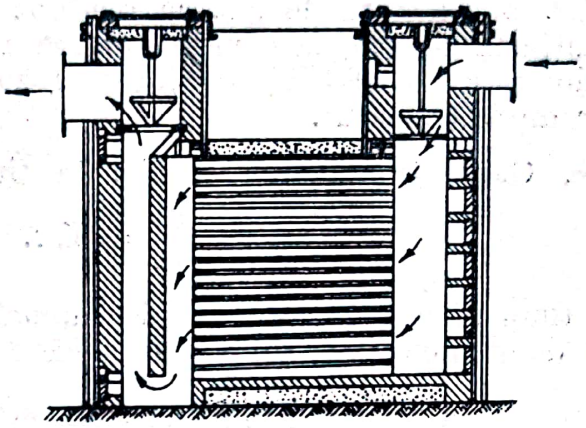


Fig. 3-11. (La exemplul 6).

Rezolvare. Se determină debitul gazului în condițiile date:

$$V = \frac{0{,}6\ (273 + 427)}{273} = 1{,}54\ \text{m}^3/\text{s}.$$

Viteza liniară a gazului (neglijînd grosimea grătarelor) este:

$$w_g = \frac{1{,}54}{2{,}8 \cdot 4{,}2} = 0{,}131\ \text{m/s}.$$

Durata de ședere a gazului în cameră va fi:

$$\tau = \frac{L}{w_g} = \frac{4{,}1}{0{,}131} = 31{,}3\ \text{s}.$$

Viteza teoretică de depunere a particulelor sferice după formula (3-1), neglijînd mărimea ρ_m, este:

$$w_{sed} = \frac{1}{18} \frac{(8 \cdot 10^{-6})^2\ 4\,000 \cdot 9{,}81}{0{,}034 \cdot 10^{-3}} = 0{,}0041\ \text{m/s}.$$

Viteza reală de depunere se consideră egală cu $0{,}5 \cdot 0{,}0041 = 0{,}002$ m/s. Se calculează apoi distanța dintre grătare:

$$h = w_{sed}\,\tau = 0{,}002 \cdot 31{,}3 \approx 0{,}06\ \text{m} = 60\ \text{mm}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Se verifică exactitatea aplicării formulei (3-1):

$$Re = \frac{dw_{sed}\rho_m}{\eta_m} = \frac{8 \cdot 10^{-6} \cdot 0{,}0041 \cdot 0{,}5}{0{,}034 \cdot 10^{-3}} = 0{,}00048.$$

Deoarece $Re = 0{,}00048 < 0{,}2$, rezultă că utilizarea formulei lui Stokes în cazul de faţă este admisibilă.

Exemplul 7. Să se determine dimensiunile celor mai mici particule care se depun într-o conductă de gaz cu secţiune pătrată, avînd lungimea de 16 m şi înălţimea de 2 m, la o viteză liniară a gazului de 0,5 m/s. Viscozitatea gazului este de 0,03 cP, densitatea gazului de 0,8 kg/m³, densitatea particulelor de 4 000 kg/m³.

Rezolvare. Gazul traversează canalul în timpul:

$$\tau = \frac{16}{0{,}5} = 32 \text{ s}.$$

În acest timp se pot depune complet numai acele particule a căror viteză reală de depunere nu este mai mică decît:

$$w_{sed} = \frac{2}{32} = 0{,}062 \text{ m/s}.$$

Se determină diametrul particulelor sferice a căror viteză teoretică de depunere este de două ori mai mare, adică egală cu 0,124 m/s.

Se calculează valoarea criteriului *Li* cu formula (3-4 a), neglijînd la numitor mărimea ρ_m în raport cu ρ:

$$Li = \frac{w_{sed}^3 \rho_m^2}{\eta_m \rho_g} = \frac{0{,}124^3 \cdot 0{,}8^2}{0{,}03 \cdot 10^{-3} \cdot 4\,000 \cdot 9{,}81} = 1{,}035 \cdot 10^{-3}.$$

Din grafic (fig. 3-1) se găseşte valoarea $Re = 0{,}14$, din care:

$$d = \frac{Re\eta_m}{w_{sed}\rho_m} = \frac{0{,}14 \cdot 3 \cdot 10^{-2} \cdot 10^{-3}}{0{,}124 \cdot 0{,}8} = 4{,}24 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 42{,}4\,\mu.$$

Exemplul 8. Să se determine diametrul unui decantor (v. fig. 3-2) pentru depunerea continuă a unei suspensii de carbonat de calciu în apă. Capacitatea decantorului este de 80 t/h suspensie iniţială, conţinînd 8% de masă $CaCO_3$. Diametrul celor mai mici particule supuse sedimentării este de 35 μ. Temperatura suspensiei este de 15°C. Umiditatea nămolului — 70%. Densitatea carbonatului de calciu — 2 710 kg/m³.

Rezolvare. Pentru aflarea diametrului decantorului trebuie să se calculeze suprafaţa de sedimentare cu formula (3-9), pentru care în prealabil se află viteza de sedimentare:

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\eta_m} = \frac{3{,}5^2 \cdot 10^{-10}(2\,710 \cdot 1\,000)9{,}81}{18 \cdot 1{,}14 \cdot 10^{-3}} = 0{,}001 \text{ m/s},$$

în care $\eta_m = 1{,}14$ cP $= 1{,}14 \cdot 10^{-3}$ N · s/m² (v. tabela V).

Scanned with OKEN Scanner

Se verifică valoarea lui Re:

$$Re = \frac{w_{sed} d \rho_m}{\eta_m} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3{,}5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1{,}14 \cdot 10^{-3}} = 0{,}0307 < 0{,}2.$$

Viteza reală de sedimentare este:

$$w'_{sed} = 0{,}5 \cdot 0{,}001 = 0{,}5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}.$$

Suprafața decantorului este:

$$S_{sed} = \frac{Gi\left(1 - \frac{c_i}{c_f}\right)}{3\,600 \rho_m w'_{sed}} = \frac{80 \cdot 10^3 \left(1 - \frac{8}{30}\right)}{3\,600 \cdot 10^3 \cdot 0{,}5 \cdot 10^{-3}} = 32{,}5 \text{ m}^2.$$

Diametrul decantorului este:

$$D = \sqrt{\frac{32{,}4}{0{,}785}} = 6{,}4 \text{ m}.$$

Exemplul 9. Cum variază diametrul decantorului dacă, în condițiile exercițiului anterior, diametrul celor mai mici particule care se depun se consideră egal cu 18 μ?

Rezolvare. Conform formulei lui Stokes, viteza de depunere este proporțională cu pătratul diametrului particulei, deci este valabil raportul:

$$\frac{w_{1\,sed}}{w_{2\,sed}} = \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 = \left(\frac{35}{18}\right)^2 \approx 4,$$

adică, în noile condiții, viteza de depunere scade de 4 ori. Deoarece celelalte condiții rămîn neschimbate, suprafața de depunere va fi de 4 ori mai mare, iar diametrul decantorului de 2 ori mai mare, adică 14,8 m.

Prin urmare, între diametrul particulelor care se depun și diametrul decantorului există un raport invers proporțional:

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{D_2}{D_1}.$$

Exemplul 10. Să se determine înălțimea decantorului (v. fig. 3-2), știind că pentru sedimentarea unei suspensii în zona de îngroșare sînt necesare 16 ore. Densitatea relativă a fazei solide este 2,6. Gradul mediu de diluare în zona de îngroșare $s : l = 1 : 1{,}5$. Diametrul decantorului este de 10 m. Productivitatea decantorului în 24 de ore este de 24,2 t fază solidă. Faza lichidă este apa.

Rezolvare. Se determină densitatea relativă a suspensiei în zona de îngroșare cu ajutorul formulei (3-26), împărțind-o cu ρ:

$$d_{susp} = \frac{d_s(n+1)}{d_s n + 1} = \frac{2{,}6(1{,}5+1)}{2{,}6 \cdot 1{,}5 + 1} = 1{,}32,$$

în care $n = \frac{l}{s} = 1{,}5$.

Concentraţia masică a suspensiei în zona de îngroşare este:

$$x = \frac{1}{1 + 1{,}5} = 0{,}4 \frac{\text{kg fază solidă}}{\text{kg suspensie}}.$$

Prin urmare, 1 m³ suspensie îngroşată conţine următoarea cantitate de fază solidă:

$$s = 1\,320 \cdot 0{,}4 = 530 \text{ kg}.$$

Conform condiţiilor problemei, în 24 de ore, pe 1 m² se depune o cantitate de fază solidă egală cu:

$$\frac{24{,}2}{0{,}785 \cdot 10^2} = 0{,}308 \text{ t/m}^2 \cdot 24 \text{ ore}.$$

Deci, în zona de îngroşare, în 16 ore se adună $0{,}308 \frac{16}{24} = 0{,}205$ t fază solidă la 1 m² de suprafaţă de depunere.

Mai sus s-a găsit că suspensia din zona de îngroşare conţine 0,530 t fază solidă la 1 m³; prin urmare, înălţimea acestei zone este:

$$h_2 = \frac{0{,}205}{0{,}530} = 0{,}387 \text{ m}.$$

Înălţimea zonei de alimentare se ia între 0,45 şi 0,75 m. Pentru o suspensie diluată ($s : l = 1 : 10$) se poate considera înălţimea $h_1 = 0{,}6$ m.

Înălţimea zonei decantorului în care se roteşte agitatorul depinde de înclinarea paletelor agitatorului faţă de fundul decantorului. De obicei, se ia 0,146 m pentru fiecare metru de rază a decantorului. Deci:

$$h_3 = 0{,}146 \cdot 5 = 0{,}73 \text{ m}.$$

Prin urmare, înălţimea totală a decantorului va fi:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0{,}6 + 0{,}387 + 0{,}73 = 1{,}717 \text{ m} \approx 1{,}72 \text{ m}.$$

Exemplul 11. Să se calculeze un ciclon pentru separarea unor particule de material uscat din aerul care iese dintr-un uscător cu pulverizare. Se dau: diametrul minim al particulelor — 80 μ; debitul de aer — 2 000 kg/h; temperatura: 100°C.

Rezolvare. Alegem ciclonul de tip NIIOGAZ TN-15.

Se admite $\frac{\Delta p}{\rho_g} = 740$, iar diametrul ciclonului se află din relaţia:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785 w_c}}.$$

Viteza convenţională w_c a gazului în partea cilindrică a ciclonului se află din formula:

$$\frac{\Delta p}{\rho_g} = \zeta \frac{w_c^2}{2},$$

în care $\zeta = 105$ (pag. 128).

Atunci:

$$w_c = \sqrt{\frac{740 \cdot 2}{105}} = 3{,}76 \text{ m/s}.$$

Densitatea aerului este:

$$\rho_g = 1{,}29 \frac{273}{373} = 0{,}95 \text{ kg/m}^3.$$

Diametrul ciclonului va fi:

$$D = \sqrt{\frac{2\,000}{0{,}95 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 3{,}76}} = 0{,}445 \text{ m}.$$

Se admite diametrul ciclonului egal cu 0,45 m.

Rezistenţa hidraulică a ciclonului este:

$$\Delta p_c = \zeta \frac{\rho_g w_c^2}{2} = 105 \frac{0{,}95 \cdot 3{,}76^2}{2} = 702 \text{ N/m}^2, \text{ adică } 72 \text{ mm } H_2O.$$

Filtrarea

Exemplul 12. Să se deducă formula (3-16), care dă relaţia între masa precipitatului uscat la 1 m³ filtrat, densitatea fluidului, concentraţia suspensiei şi umiditatea precipitatului.

Rezolvare. Ecuaţia bilanţului de materiale a procesului de filtrare este:

$$G_{susp} = G_f + G_{p \cdot um},$$

în care G_{susp}, G_f şi $G_{p \cdot um}$ sînt masa suspensiei, a filtratului şi, respectiv, a precipitatului umed.

Se împarte această ecuaţie cu G_{usc} — masa substanţei uscate conţinute în suspensie:

$$\frac{G_{susp}}{G_{usc}} = \frac{G_f}{G_{usc}} + \frac{G_{p \cdot um}}{G_{usc}}. \qquad (3\text{-}69)$$

Masa filtratului se înlocuieşte cu produsul dintre volumul filtratului şi densitatea lui:

$$G_f = V_f \cdot \rho.$$

Se introduc următoarele notații:

$$m = \frac{G_{p\cdot um}}{G_{usc}} \frac{\text{kg precipitat umed}}{\text{kg substanță uscată}},$$

$$x = \frac{G_{usc}}{G_{susp}} \frac{\text{kg substanță uscată}}{\text{kg suspensie}},$$

$$c = \frac{G_{usc}}{V_f} \frac{\text{kg substanță uscată}}{\text{m}^3 \text{ filtrat}}.$$

În acest caz, ecuația (3-69) se poate transcrie astfel:

$$\frac{1}{x} = \frac{\rho}{c} + m,$$

de unde:

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}.$$

Exemplul 13. Să se determine durata de filtrare a 10 l lichid prin 1 m² filtru, dacă la o încercare preliminară a filtrului, de pe 1 m², s-a adunat următoarea cantitate de filtrat: 1 l după 2,25 min și 3 l după 14,5 min de la începerea filtrării.

Rezolvare. Din datele experimentale se determină constantele experimentale K și C din ecuația filtrării:

$$V^2 + 2VC = K\tau.$$

Pentru aceasta se stabilesc două ecuații cu două necunoscute:

$$1^2 + 2 \cdot 1 \cdot C = K \cdot 2{,}25;$$
$$3^2 + 2 \cdot 3 \cdot C = K \cdot 14{,}5,$$

de unde $K = 0{,}77$ l²/m⁴ . min și $C = 0{,}37$ l/m².

Pentru determinarea duratei de filtrare, valorile constantelor calculate și volumul de filtrat dat se înlocuiesc în ecuația filtrării:

$$10^2 + 2 \cdot 10 \cdot 0{,}37 = 0{,}77\,\tau,$$

de unde $\tau = 140$ min sau 2 h 20 min.

Exemplul 14. În condițiile exemplului anterior să se determine durata de spălare a precipitatului în cazul cînd cantitatea de apă de spălare este de 2,4 l/m² și spălarea se face prin conducta filtratului principal.

Rezolvare. Neglijînd diferența dintre viscozitatea filtratului și a apei de spălare, se poate considera că viteza de spălare este egală cu viteza de filtrare din ultimul moment.

Scanned with OKEN Scanner

Viteza de filtrare la un moment dat se determină cu ecuația (3-14), utilizînd datele exercițiului precedent:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)} = \frac{0{,}77}{2(10 + 0{,}37)} = 0{,}037 \text{ l/m}^2 \cdot \text{min}.$$

Durata spălării este:

$$\tau_{sp} = \frac{V_{sp}}{\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{sp}} = \frac{2{,}4}{0{,}037} = 65 \text{ min}.$$

Exemplul 15. În timpul filtrării experimentale a unei suspensii apoase, conținînd 13,9% carbonat de calciu la 20°C, pe un filtru-presă de laborator cu $S = 0{,}1$ m² și grosimea precipitatului de 50 mm, s-au obținut datele din tabela 3-2.

Să se determine constantele de filtrare: K, în m²/h și C, în m³/m².

Rezolvare. Valorile numerice ale constantelor de filtrare se găsesc din ecuația (3-13):

$$V^2 + 2VC = K\tau.$$

La presiunea de $3{,}43 \cdot 10^4$ N/m² (0,35 at), datele experimentale dau:

$$V_1 = \frac{2{,}92}{1\,000 \cdot 0{,}1} = 2{,}92 \cdot 10^{-2} \text{m}^3/\text{m}^2; \quad \tau_1 = \frac{146}{3\,600} = 0{,}0405 \text{ h};$$

$$V_2 = \frac{7{,}8}{1\,000 \cdot 0{,}1} = 7{,}8 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2; \quad \tau_2 = \frac{888}{3\,600} = 0{,}246 \text{ h}.$$

Valorile găsite se înlocuiesc în ecuația (3-13) și se rezolvă sistemul de ecuații

$$(2{,}92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2{,}92 \cdot 10^{-2} \cdot C = K \cdot 0{,}0405;$$

$$(7{,}8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7{,}8 \cdot 10^{-2} \cdot C = K \cdot 0{,}246,$$

de unde:

$$K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h};$$

$$C = 4{,}7 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2.$$

În mod analog se calculează constantele K și C pentru presiunea de $10{,}3 \cdot 10^4$ N/m² (1,05 at). S-au găsit următoarele valori ale constantelor de filtrare:

$$K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h};$$

$$C = 3{,}78 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2.$$

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 3—2

La presiunea		Filtrat colectat	Intervalul de la începutul încercării
N/m²	at	l	s
$3{,}43 \cdot 10^4$	0,35	2,92	146
		7,80	888
$10{,}3 \cdot 10^4$	1,05	2,45	50
		9,80	660

Exemplul 16. În condițiile exemplului precedent, să se calculeze rezistența specifică a precipitatului de $CaCO_3$. Se mai știe că umiditatea precipitatului la $p_1 = 3{,}43 \cdot 10^4$ N/m² (0,35 at) a fost de 37%, iar la $p_2 = 10{,}3 \cdot 10^4$ N/m² (1,05 at) de 32% din masa precipitatului umed.

Rezolvare. Rezistența specifică a precipitatului se calculează cu formula (3-18).

Presiunea de filtrare: $\Delta p = 3{,}43 \cdot 10^4$ N/m².

Densitatea filtratului: $\rho = 1\,000$ kg/m³.

Viscozitatea filtratului la 20°C $\eta = \frac{1}{3\,600} \cdot 10^{-3} = 27{,}8 \cdot 10^{-8}$ kg/m.h.

Constanta de filtrare (la presiunea $p_1 = 3{,}43 \cdot 10^4$ N/m²) $K = 278 \cdot 10^{-4}$ m²/h.

Procentele de masă ale fazei solide în suspensie $x = 0{,}139$.

Raportul masic dintre precipitatul umed și substanța uscată $m = \frac{1}{1 - 0{,}37} = 1{,}59$.

Cantitatea de filtrat la 1 kg de suspensie $1 - mx = 1 - 1{,}59 \cdot 0{,}139 = 0{,}779$.

Valorile găsite se introduc în formula (3-18):

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\eta\rho x} = \frac{2 \cdot 3{,}43 \cdot 10^4 \cdot 0{,}779}{278 \cdot 10^{-4} \cdot 1\,000 \cdot 27{,}8 \cdot 10^{-8} \cdot 0{,}139} =$$

$$= 5 \cdot 10^{10} \text{ m/kg precipitat uscat.}$$

La presiunea de filtrare $p_2 = 10{,}3 \cdot 10^{-4}$ N/m², adică 1,05 at:

$$K = 560 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{h};$$

$$m = \frac{1}{1 - 0{,}32} = 1{,}47$$

și

$$1 - mx = 1 - 1{,}47 \cdot 0{,}139 = 0{,}795.$$

Celelalte mărimi au aceleași valori ca și la $p_1 = 3{,}43 \cdot 10^4$ N/m², adică 0,35 at.

Noua rezistență specifică a precipitatului se poate găsi fie prin înlocuirea mărimilor calculate în formula (3-18), fie din raportul:

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{\Delta p_2 K_1 (1 - mx)_2}{\Delta p_1 K_2 (1 - mx)_1} = \frac{10{,}3 \cdot 10^4 \cdot 278 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}795}{3{,}43 \cdot 10^4 \cdot 560 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}779} = 1{,}52,$$

de unde $r_2 = 5 \cdot 10^{10} \cdot 1{,}52 = 7{,}6 \cdot 10^{10}$ m/kg precipitat uscat.

Prin urmare, la mărimea presiunii de filtrare de 3 ori, rezistența specifică a precipitatului de carbonat de calciu a crescut numai cu $\frac{(7{,}6 - 5{,}0) \cdot 10^{10}}{5{,}0 \cdot 10^{10}} 100 = 52\%$.

Exemplul 17. Cît de mare este rezistența specifică a pînzei la filtrarea unei suspensii de carbonat de calciu în condițiile exemplelor 15 și 16?

Rezolvare. Rezistența specifică a pînzei se calculează cu formula (3-12):

$$r_p = \frac{Cr\rho x}{1 - mx} \qquad [\text{m/m}^2].$$

a) La $p_1 = 3{,}43 \cdot 10^4$ N/m², adică 0,35 at:

$$r_p = \frac{4{,}7 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 1\,000 \cdot 0{,}139}{0{,}779} = 4{,}2 \cdot 10^{10} \text{ m/m}^2.$$

b) La $p_2 = 10{,}3 \cdot 10^4$ N/m², adică 1,05 at:

$$r_p = \frac{3{,}78 \cdot 10^{-3} \cdot 7{,}6 \cdot 10^{10} \cdot 1\,000 \cdot 0{,}139}{0{,}795} = 5 \cdot 10^{10} \text{ m/m}^2.$$

La mărirea presiunii de 3 ori, rezistența specifică a pînzei a crescut numai cu 19%.

Exemplul 18. Se cere să se filtreze în 3 ore o suspensie pe un filtru-presă cu rame și să se obțină 6 m³ de filtrat. La filtrarea experimentală a acestei suspensii pe un filtru-presă de laborator, la aceeași presiune și grosime a stratului s-au obținut următoarele valori ale constantelor de filtrare, raportate la 1 m² de suprafață a filtrului: $K = 20{,}7 \cdot 10^{-4}$ m²/h și $C = 1{,}45 \cdot 10^{-3}$ m³/m². Să se determine dimensiunile filtrului-presă necesar.

Rezolvare. Din ecuația filtrării (3-13) se determină volumul de filtrat obținut pe un metru pătrat de filtru-presă:

$$V^2 + 2 \cdot 0{,}145 \cdot 10^{-2} \cdot V = 20{,}7 \cdot 10^{-4} \cdot 3,$$

de unde:

$$V = -0{,}145 \cdot 10^{-2} + \sqrt{(0{,}145 \cdot 10^{-2})^2 + 62{,}1 \cdot 10^{-4}} =$$
$$= -0{,}145 \cdot 10^{-2} + 7{,}88 \cdot 10^{-2} = 7{,}73 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2$$

pentru un ciclu de filtrare, adică în 3 ore.

Scanned with OKEN Scanner

Deci, pentru cantitatea de filtrat cerută va fi necesară o suprafață de filtrare:

$$S = \frac{6}{0{,}0773} = 77{,}5 \text{ m}^2.$$

Se alege din catalog filtrul-presă corespunzător mai mare, care are $S = 83$ m², având 42 de rame cu dimensiunile de 1 000 × 1 000 mm.

Observație. Suprafața de filtrare se poate determina și direct din ecuația (3-13), exprimată pentru tot filtrul cu suprafața S și capacitatea V m³ de filtrat pentru un ciclu de filtrare:

$$V^2 + 2VSC = KS^2\tau,$$

$$6^2 + 2 \cdot 6 \cdot 1{,}45 \cdot 10^{-3} \cdot S = 20{,}7 \cdot 10^{-4} \cdot 3S^2,$$

de unde:

$$S = 77{,}4 \text{ m}^2.$$

Exemplul 19. Se cere să se filtreze 8,5 m³/h dintr-o suspensie care conține 17,6% substanță solidă, pe un filtru-tobă cu vid, cu funcționare continuă (fig. 3-12). Umiditatea finală a precipitatului trebuie să fie de 34%. Vidul disponibil în fabrică este de 600 mm Hg. Într-o filtrare experimentală pe un filtru model de laborator, la un vid de 510 mm Hg, s-a constatat că umiditatea cerută pentru precipitat se obține după 32 s de lucru a zonei de filtrare. Constantele de filtrare experimentale la 1 m² au fost: $K = 11{,}2$ l²/m⁴.s și $C = 6$ l/m².

Densitatea suspensiei este de 1 120 kg/m³. Să se determine suprafața filtrului și turația sa.

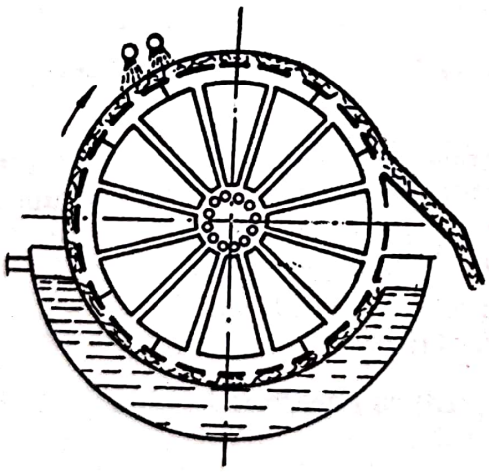


Fig. 3-12. (La exemplul 19).

Rezolvare. Se recalculează constanta de filtrare K pentru un vid de 600 mm Hg, considerînd K aproximativ direct proporțional cu Δp *.

$$\frac{K}{K'} = \frac{600}{510} = 1{,}17,$$

* În realitate nu este tocmai așa — v. exemplul 15.

de unde:

$$K = 11{,}2 \cdot 1{,}17 = 13{,}1\ \text{l}^2/\text{s} \cdot \text{m}^4.$$

Se determină capacitatea specifică a zonei de filtrare din ecuația (3-13), luînd durata de filtrare $\tau = 32$ s (conform datelor exemplului):

$$V^2 + 2VC = K\tau,$$

$$V^2 + 2 \cdot V \cdot 6 = 13{,}1 \cdot 32,$$

de unde:

$$V = -6 + \sqrt{36 + 420} = -6 + 21{,}4 = 15{,}4\ \text{l/m}^2 \text{ în } 32\ \text{s}.$$

Deci capacitatea specifică a zonei de filtrare, pe secundă, este:

$$\frac{15{,}4}{32} = 0{,}482\ \text{l/m}^2\text{.s}.$$

Se recalculează capacitatea dată de suspensie, pentru a găsi capacitatea de filtrat.

La umiditatea precipitatului de 34%, raportul masei între precipitatul umed și cel uscat este:

$$m = \frac{1}{1 - 0{,}34} = 1{,}52.$$

Concentrația masică a fazei solide în suspensie: $x = 0{,}176$; debitul suspensiei: $G_{susp} = V_{susp}\, \rho_{susp} = 8{,}5 \cdot 1\,120 = 9\,500$ kg/h; masa precipitatului umed: $G_p = G_{susp}\, x\, m = 9\,500 \cdot 0{,}176 \cdot 1{,}52 = 2\,540$ kg/h; masa filtratului: $G_f = G_{susp} - G_p = 9\,500 - 2\,540 = 6\,960$ kg/h. La densitatea filtratului $\rho = 1\,000$ kg/m³, debitul volumic de filtrat va fi de 6 960 l/h.

Astfel, capacitatea de filtrare raportată la filtrat este:

$$\frac{6\,960}{3\,600} = 1{,}93\ \text{l/s}.$$

Rezultă deci că suprafața necesară în zona de filtrare va fi:

$$S_f = \frac{1{,}93}{0{,}482} = 4{,}0\ \text{m}^2.$$

Deoarece, de obicei, suprafața zonei de filtrare la filtrele cu vid este de circa 35% din suprafața totală, rezultă că suprafața totală a filtrului va fi:

$$S = \frac{4{,}0}{0{,}35} = 11{,}43\ \text{m}^2.$$

Se ia din tipul de filtru-tambur cu vid cel mai apropiat, care are $S = 12$ m². Diametrul filtrului $D = 2{,}1$ m, lungimea filtrului $L = 1{,}8$ m.

Scanned with OKEN Scanner

Turaţia necesară pentru a obţine durata de filtrare dată $\tau = 32$ s se determină din proporţia:

$$32 - 0{,}35$$
$$60 - n,$$

de unde

$$n = \frac{60 \cdot 0{,}35}{32} = 0{,}655 \text{ rot/min.}$$

Exemplul 20. Să se calculeze mărimea coeficientului de spălare K pe baza următoarelor date experimentale. Pe un filtru-presă s-a filtrat precipitatul, separîndu-l de soluţia diluată de NaCl. Spălarea precipitatului s-a făcut la 20°C, cu debite diferite de apă. Grosimea stratului de precipitat în primele două încercări a fost de 1,27 cm, iar în următoarele două de 2,8 cm. În afară de măsurarea cantităţii de apă de spălare, s-a făcut şi analiza filtratelor pentru a găsi conţinutul în NaCl. Rezultatele măsurătorilor şi analizelor sînt date în tabela 3-3.

Rezolvare. Este necesar ca datele analitice din tabela 3-3 să fie reprezentate grafic (fig. 3-13). Pentru aceasta, pe o diagramă semilogaritmică se fixează pe ordonată logaritmul concentraţiei de sare în apa de spălare, iar pe abscisă — timpul. În acest sistem de coordonate, relaţia între τ şi C [v. formula

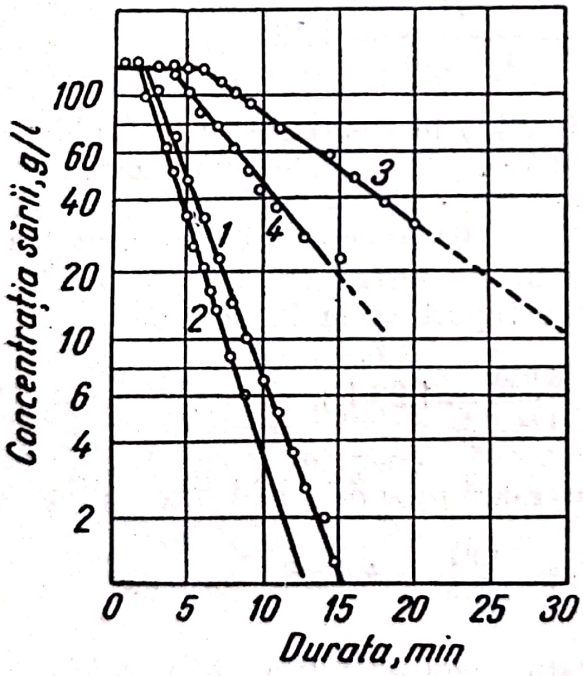


Fig. 3-13. (La exemplul 20).

(3-22)] se obţine sub forma unei drepte; după panta dreptei se poate calcula mărimea K, pentru perioada spălării prin difuziune ţinînd seama de ecuaţia (3-23).

Ca exemplu de utilizare a datelor experimentale, cu ajutorul ecuaţiei (3-23) se calculează coeficientul de spălare K pentru datele experienţei 1, obţinute în minutul al 4-lea şi al 8-lea de spălare.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 3-3

Numărul experienței[1]	1	2	3	4
Grosimea stratului de precipitat, în cm	1,27	1,27	2,8	2,8
Intensitatea spălării, în l/cm² min . . .	0,00085	0,001	0,00055	0,000935
Durata spălării, în min	Concentrația NaCl, în g/l			
0	142,0	142,0	143,0	143,0
4	73,5	56,5	141,0	134,5
8	16,2	10,0	110,0	66,4
10	7,9	5,0	91,0	46,7
12	4,2	—	74,0	—
14	2,2	—	61,5	32,0
18	—	—	39,0	—

[1] Numărul experienței corespunde numerelor de pe dreptele din figura 3-13.

Atunci:

$$\frac{8-4}{\lg 73{,}5 - \lg 16{,}2} = \frac{2{,}3 \cdot 1{,}27}{K \cdot 0{,}00085},$$

din care:

$$K = 560 \text{ cm}^3/\text{l}.$$

În mod analog s-a calculat K pentru celelalte date experimentale, valorile obținute fiind redate în tabela 3-4.

Tabela 3-4

Numărul încercării	1	2	3	4
$2{,}303\frac{\delta}{Kw}$	6,1	5,3	23	13
Valoarea medie pentru K, în cm³/l	560	550	508	530

Exemplul 21. Cît timp trebuie spălat de NaCl un precipitat de pe un filtru-presă pentru a atinge concentrația admisă de 5 g/l în apa de spălare? Spălarea se face cu apă curată cu o intensitate de 0,33 m³/m² · h. Grosimea stratului de precipitat este de 35 mm. Constanta de spălare $K = 520$ cm³/l. În momentul inițial al spălării, concentrația NaCl în apa de spălare este de 143 g/l.

Rezolvare. Se folosește ecuația (3-23), înlocuind mărimile date cu dimensiunile corespunzătoare, adică:

$$\delta = 0{,}035 \text{ m}; \quad w = 0{,}33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}; \quad K = 520 \cdot 0{,}001 \text{ m}^3/\text{m}^3.$$

Scanned with OKEN Scanner

Atunci:

$$\tau = \frac{2{,}3 \cdot 0{,}035}{520 \cdot 0{,}001 \cdot 0{,}33} (\lg 143 - \lg 5) = 0{,}683 \text{ h} = 41 \text{ min.}$$

Exemplul 22. În condiţiile exemplului anterior, să se calculeze concentraţia de NaCl în apa de spălare după 50 min de la începutul spălării.

Rezolvare. Concentraţia sării în apa de spălare se calculează cu formula (3-22):

$$C_2 = 143\, e^{-\frac{520 \cdot 0{,}001 \cdot 0{,}33 \cdot 50}{0{,}035 \cdot 60}} = 143e^{-4{,}08}.$$

Logaritmînd această expresie, se obţine:

$$\lg C_2 = \lg 143 - \frac{4{,}08}{2{,}3} = 2{,}156 - 1{,}75 = 0{,}406,$$

deci:

$$C_2 = 2{,}53 \text{ g/l.}$$

Centrifugarea

Exemplul 23. Să se determine tipul tehnologic şi să se indice construcţia unei centrifuge pentru separarea carbonatului de potasiu de leşia-mamă, pornind de la următoarele date de calcul:

Suspensia

concentraţia fazei solide în suspensie....75%
reacţia .....soluţie bazică

Precipitatul

umiditatea finală.....3%
structura .....cristalină
reacţia .....bazică
spălarea .....cu apă
uscarea .....cu abur

Procesul de separare trebuie mecanizat, deoarece centrifuga asigură o productivitate mare.

Rezolvare. Pentru separarea sistemelor lichid-solid, în cazul unor suspensii grăunţoase sînt indicate centrifugele de tipul tehnologic I*.

---

* P. G. Romankov, I. N. Grudinin, *Alegerea aparatelor chimice.* Filtre şi centrifuge. Standartghiz, 1936.

Scanned with OKEN Scanner

Conform datelor problemei, procesul trebuie să fie mecanizat. Acestei condiții îi corespund centrifugele cu funcționare semicontinuă (clasa B) și centrifugele cu funcționare continuă (clasa C). Considerînd necesitatea de spălare a precipitatului cu apă și de uscare cu abur, se vor alege centrifugele cu funcționare semicontinuă. Mecanizarea procesului se poate realiza prin automatizarea sistemului de acționare. Din clasa B fac parte două grupuri constructive de centrifuge: orizontale și verticale. Dintre centrifugele cu funcționare semicontinuă, cele mai răspîndite sînt centrifugele orizontale, de aceea se va alege o centrifugă de acest tip.

Exemplul 24. O centrifugă cu funcționare periodică are diametrul interior al tobei de 1 200 mm, înălțimea de 550 mm, grosimea pereților de 10 mm și masa de 120 kg. Numărul de orificii în peretele tobei pe verticală este de 12; diametrul orificiilor de 5 mm. Pe tobă sînt fixate 3 cercuri din oțel cu secțiunea de 15×30 mm² fiecare. Toba este confecționată din oțel cu rezistența de rupere de 44 100 N/cm² (4 500 kgf/cm²). Masa încărcăturii este de 400 kg, grosimea stratului de 200 mm. Să se găsească numărul limită de rotații admisibil dacă coeficientul de siguranță trebuie să fie de minimum 5.

Rezolvare. Pentru oțelul considerat, rezistența admisibilă de rupere este:

$$\sigma_r = \frac{44\,100}{5} = 8\,830 \text{ N/cm}^2, \text{ adică } 900 \text{ kgf/cm}^2.$$

Secțiunea peretelui tamburului centrifugei și cercurilor, scăzînd orificiile, va fi:

$$S = 55 \cdot 1 - 12 \cdot 1 \cdot 0{,}5 + 3 \cdot 3 \cdot 1{,}5 = 62{,}5 \text{ cm}^2.$$

Din formula (3-40) rezultă că forța centrifugă maximă va fi:

$$C_1 + C_2 = 8\,830 \cdot 2 \cdot 62{,}5 = 1{,}1 \cdot 10^6 \text{N}, \text{ adică } 112\,000 \text{ kgf}.$$

Distanța centrului de greutate a jumătății secțiunii inelare a peretelui tobei față de axa de rotație se calculează cu formula (3-40 a):

$$R_{tobă} = \frac{4}{3 \cdot 3{,}14} \frac{0{,}61^3 - 0{,}6^3}{0{,}61^2 - 0{,}6^2} = 0{,}387 \text{ m}^*.$$

Forța centrifugă dezvoltată de jumătatea inelară a tobei, conform ecuației, (3-28) va fi:

$$C_1 = 0{,}011 \cdot 60 \cdot 0{,}387\, n^2 = 0{,}253\, n^2 \qquad [\text{N}];$$

$$C_1 = \frac{60 \cdot 0{,}387 n^2}{900} = 0{,}0258\, n^2 \qquad [\text{kgf}].$$

* În cazul de față nu trebuie să se calculeze cu rigla de calcul.

Distanţa centrului de greutate al jumătăţii secţiunii inelare a încărcăturii faţă de axa de rotaţie este:

$$R_{inc} = \frac{4}{3 \cdot 3{,}14} \cdot \frac{0{,}6^3 - 0{,}4^3}{0{,}6^2 - 0{,}4^2} = 0{,}32 \text{ m}.$$

Forţa centrifugă dezvoltată de jumătatea inelară de încărcătură este:

$$C_2 = 0{,}011 \cdot 200 \cdot 0{,}32\, n^2 = 0{,}697\, n^2 \qquad [\text{N}];$$

$$C_2 = \frac{200 \cdot 0{,}32 n^2}{900} = 0{,}071\, n^2 \qquad [\text{kgf}].$$

Deci forţa centrifugă totală va fi:

$$C_1 + C_2 = 0{,}253\, n^2 + 0{,}697\, n^2 = 0{,}950\, n^2$$

$$C_1 + C_2 = 0{,}0258\, n^2 + 0{,}071 n^2 = 0{,}0968\, n^2.$$

S-a stabilit că forţa centrifugă nu trebuie să depăşească $1{,}1 \cdot 10^6$ N (112 000 kgf). Deci, numărul maxim de rotaţii al centrifugei va fi:

$$n = \sqrt{\frac{1{,}1 \cdot 106}{0{,}9496}} = 1\,070 \text{ rot/min}.$$

$$n = \sqrt{\frac{112\,000}{0{,}0968}} = 1\,070 \text{ rot/min}.$$

Exemplul 25. Să se determine debitul orar de suspensie la o centrifugă automată de sedimentare tip AOG-800, care prelucrează o suspensie apoasă de hidroxid de magneziu. Densitatea particulelor $\rho = 2\,525$ kg/m³. Temperatura suspensiei este de 30°C. Diametrul minim al particulelor —3 μ. Centrifuga are caracteristicile:

diametrul tobei	800 mm
lungimea tobei	400 mm
diametrul marginii	570 mm
turaţia	1 200 rot/min

Un ciclu de lucru al centrifugei durează 20 min, din care: 18 min. alimentare cu suspensie şi 2 min. descărcarea precipitatului.

Rezolvare. Debitul centrifugei se determină cu formula (3-42):

$$V_h = 25{,}3\, \eta\, L n^2\, r_0^2\, w_{sed} k.$$

Viteza de sedimentare a particulelor se află cu formula lui Stokes:

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\eta_m} = \frac{3^2(2\,525 - 1\,000)9{,}81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 0{,}8 \cdot 10^{-3}} = 0{,}935 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}.$$

Viscozitatea apei la 30°C este de $0{,}8 \cdot 10^{-3}$ N · s/m².

Scanned with OKEN Scanner

Se determină viteza de sedimentare sub acțiunea forței centrifuge:

$$w = w_{sed}\frac{r_0 n^2}{900} = 0{,}935 \cdot 10^{-5}\frac{0{,}285 \cdot 1\,200^2}{900} = 4{,}26 \cdot 10^{-3}\text{m/s}.$$

Se verifică regimul de sedimentare:

$$Re = \frac{wd\rho_m}{\eta_m} = \frac{4{,}26 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 10^3}{0{,}8 \cdot 10^{-3}} = 1{,}6 \cdot 10^{-2},$$

deci regimul este laminar.

Mai departe se află:

$$k = \frac{18}{20} = 0{,}9.$$

Admițînd $\eta = 0{,}45$, debitul centrifugei este:

$$V_h = 25{,}3 \cdot 0{,}45 \cdot 0{,}4 \cdot 1\,200^2 \cdot 0{,}285^2 \cdot 0{,}935 \cdot 10^{-5} \cdot 0{,}9 = 4{,}46\ \text{m}^3/\text{h}.$$

Exemplul 26. Să se determine producția pe care poate să o dea o supercentrifugă tubulară S G O — 150, folosită pentru limpezirea unui ulei mineral. Densitatea uleiului este de 900 kg/m³. Viscozitatea uleiului la temperatura de centrifugare este de 3 cP. Densitatea particulelor solide $\rho = 1\,400$ kg/m³. Diametrul particulelor—1 μ. Caracteristicile tehnice ale centrifugei*: diametrul interior al tobei — 150 mm; diametrul pragului de preaplin — 50 mm; lungimea tamburului — 750 mm; numărul de rotații — 13 000 rot/min.

Rezolvare. Capacitatea de producție se determină cu formula (3-43). Pentru că particulele sînt foarte mici, regimul lor de sedimentare va fi desigur laminar.

Se va folosi formula lui Stokes, cu verificarea ulterioară a regimului de sedimentare:

$$w_{sed} = \frac{d^2(\rho - \rho_m)g}{18\eta_m} = \frac{1^2(1\,400 - 900)9{,}81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = 9{,}06 \cdot 10^{-8}\ \text{m/s}.$$

Viteza de sedimentare sub acțiunea forței centrifuge este:

$$w = w_{sed}f = 9{,}06 \cdot 10^{-8} \cdot 4\,700 = 4{,}26 \cdot 10^{-4}\ \text{m/s},$$

în care:

$$f = \frac{n^2 r_0}{900} = \frac{13^2 \cdot 10^6 \cdot 0{,}025}{900} = 4\,700,$$

cu $r_0 = 0{,}025$ m — raza cilindrului de preaplin.

Se verifică regimul de sedimentare:

$$Re = \frac{wd\rho_m}{\eta_m} = \frac{4{,}26 \cdot 1 \cdot 900}{10^4 \cdot 10^6 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = \frac{1{,}42}{10^4}.$$

* *Țentrifughi, Katalog-spravocinik.* Maşghiz, 1956.

Scanned with OKEN Scanner

Se află volumul util al tamburului centrifugei:

$$V_l = S\,L = 0{,}785\,(D^2 - D_0^2)\,L = 0{,}785\,(0{,}15^2 - 0{,}05^2)\,0{,}75 = 0{,}0118\ \text{m}^3.$$

Adîncimea curentului în tambur este:

$$h = \frac{D - D_0}{2} = \frac{0{,}15 - 0{,}05}{2} = 0{,}05\ \text{m}.$$

Cu aceasta:

$$V \leqslant \frac{w V_l}{h}\,3\,600 = \frac{4{,}26 \cdot 0{,}0118}{10^4 \cdot 0{,}05}\,3\,600 = 0{,}368\ \text{m}^3/\text{h}.$$

Se verifică regimul curentului în tamburul centrifugei:

$$Re = \frac{w d_{ech} \rho}{\eta};$$

$$w = \frac{V}{S} = \frac{1{,}05}{10^4 \cdot 0{,}0157} = 0{,}0067\ \text{m/s};$$

$$V = \frac{0{,}368}{3\,600} = \frac{1{,}05}{10^4}\ \text{m}^3/\text{s}.$$

$$S = 0{,}785(D^2 - D_0^2) = 0{,}785(0{,}15^2 - 0{,}05^2) = 0{,}0157\ \text{m}^2.$$

Pentru centrifuga SGO — 150:

$$d_{ech} = 4\frac{S}{P} = \frac{4\pi(D^2 - D_0^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{\pi(D^2 - D_0^2)}{\pi D + 6h} = \frac{3{,}14(0{,}15^2 - 0{,}05^2)}{3{,}14 \cdot 0{,}15 + 6 \cdot 0{,}05} = 0{,}0815\ \text{m};$$

$$Re = \frac{0{,}0067 \cdot 0{,}0815 \cdot 900}{3 \cdot 10^{-3}} = 164 < 350,$$

adică regimul este laminar.

Exemplul 27. Să se aleagă tipul de aparat de filtrare pentru gelul de acid silicic și să se determine numărul necesar de aparate pe baza următoarelor date:

1) concentrația inițială a fazei solide în suspensie — 4,7%; densitatea relativă a suspensiei — 1,1;

2) debitul în 24 de ore — 9 t precipitat umed;

3) precipitatul să conțină minimum de umiditate, deoarece merge apoi la uscare (într-un uscător cu vid);

4) precipitatul este amorf și se filtrează greu.

Filtrările preliminare experimentale ale gelului pe un filtru separator (nuce) și la centrifugă au dat rezultatele arătate în tabela 3-5.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 3-5

Caracteristica	Filtru nuce	Centrifugă
Suprafaţa de filtrare	1 m²	0,3 m²
Grosimea stratului depus	60 mm	30 mm
Durata:		
a) filtrării	1 h	45 min
b) spălării cu alcalii şi apă	2 h	33 min
c) totală	3 h	1,3 h
Suspensie filtrată	170 l	108 l
Umiditatea finală a precipitatului	85 %	78 %
Vidul	400 mm Hg	—

Toba centrifugei cu care s-au făcut încercările avea $D=400$ mm, $H=250$ mm, $n = 800$ rot/min.

Rezolvare

1. Se determină presiunea de filtrare.

a) Filtrul nuce

$$\Delta p = \frac{400}{760} = 0{,}525 \text{ at} = 5{,}15 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2.$$

b) Centrifugă

La un coeficient de umplere a tobei centrifugei în timpul funcţionării $\varphi = 0{,}5$, volumul suspensiei (volumul util al tobei) este:

$$V_{susp} = 0{,}785 D^2 H \varphi = 0{,}785 \cdot 0{,}4^2 \cdot 0{,}25 \cdot 0{,}5 = 0{,}0157 \text{ m}^3.$$

Presiunea de filtrare la centrifugare se determină cu formula (3-29):

$$\Delta p = \frac{\pi^2 M R n^2}{900\, S} = \frac{0{,}011\, M R n^2}{S} = \frac{0{,}011 \cdot 0{,}0157 \cdot 1\,100 \cdot 0{,}2 \cdot 800^2}{0{,}3} =$$

$$= 8{,}1 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 0{,}83 \text{ at}.$$

Deci presiunea la centrifugă a fost aproape de 2 ori mai mare decît cea la filtrul nuce.

2. Capacitatea specifică.

a) Filtrul nuce

S-au filtrat 170 l suspensie cu o concentraţie iniţială de 4,7%, adică s-a separat gel, calculat la suprafaţa uscată:

$$G = 0{,}170 \cdot 1\,100 \cdot 0{,}047 = 8{,}8 \text{ kg}.$$

Durata operaţiei complete (fără a ţine seama de durata de descărcare) este de 3 ore; deci capacitatea specifică de producţie este:

$$\frac{G}{S\tau} = \frac{8{,}8}{3 \cdot 1} = 2{,}94 \text{ kg gel uscat/m}^2 \cdot \text{h}.$$

Calculată la gel umed (cu umiditatea de 85%), capacitatea specifică de producţie este:

$$\frac{2,94}{0,15} = 19,5 \text{ kg gel umed/m}^2 \cdot \text{h}.$$

b) Centrifugă

S-au filtrat 108 l suspensie, deci s-a obţinut precipitat, calculat ca substanţă uscată:

$$G = 0,108 \cdot 1100 \cdot 0,047 = 5,54 \text{ kg}.$$

Prin urmare, capacitatea specifică de producţie este:

$$\frac{G}{S\tau} = \frac{5,54}{0,3 \cdot 1,3} = 14,3 \text{ kg gel uscat/m}^2 \cdot \text{h}.$$

Calculată la gel umed (cu umiditatea de 78%), capacitatea specifică de producţie este:

$$\frac{14,3}{0,22} = 65 \text{ kg gel umed/m}^2 \cdot \text{h}.$$

3. Se determină ce cantitate de apă trebuie îndepărtată în plus la uscarea gelului umed, obţinut la filtrul nuce, în comparaţie cu gelul separat prin centrifugare.

Umiditatea precipitatului la filtrul nuce este de 85%, iar la centrifugă de 78%; deci centrifuga scoate cu 2 120 kg mai multă apă decît filtrul nuce:

$$\frac{1\,000}{0,15} - \frac{1\,000}{0,22} = 2\,120 \text{ kg apă/t gel uscat}.$$

Comparînd datele experimentale cu cele calculate la filtrarea gelului, se constată următoarele:

Centrifuga, care lucrează cu o presiune de $\frac{0,83}{0,525} = 1,6$ ori mai mare şi la o grosime a stratului de precipitat de 2 ori mai mică decît în cazul filtrului nuce, dă o producţie de aproape $\frac{14,3}{2,98} \approx 5$ ori mai mare decît filtrul nuce, calculînd la gelul uscat; recalculînd la precipitatul umed, capacitatea centrifugei este de $\frac{65}{19,5} = 3,3$ ori mai mare.

În comparaţie cu filtrul nuce, centrifuga dă un precipitat cu umiditate finală mai mică şi uşurează deci uscarea, adică produce o micşorare a cantităţii de apă evaporată cu 2,12 t la tona de gel uscat.

La o producţie zilnică de 9 t gel cu umiditatea de 78% şi un consum specific de abur pentru uscare egal cu 1,5 kg/kg de umiditate evaporată, economia de abur în 24 h va fi:

$$D = 9 \cdot 0,22 \cdot 2,12 \cdot 1,5 = 6,3 \text{ t abur/24 h}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Productivitatea specifică mare a centrifugei, umiditatea finală mică a precipitatului și deci economia apreciabilă de abur realizată la uscarea gelului determină alegerea centrifugei, deși ea este mult mai scumpă.

4. Se determină numărul aproximativ de centrifuge industriale necesar producției zilnice (9 t gel umed).

La o producție atît de mare este indicat să se aleagă o centrifugă cu funcționare semicontinuă, cu descărcare mecanică a precipitatului și cu acționare automată.

Se alege din catalog o centrifugă orizontală cu următoarele caracteristici: $D = 1\,600$ mm, $H = 700$ mm, $n = 500$ rot/min, volumul util — 500 l.

Suprafața de filtrare a acestei centrifuge este:

$$S = 3{,}14 \cdot 1{,}6 \cdot 0{,}7 = 3{,}5 \text{ m}^2.$$

Presiunea de filtrare dezvoltată se calculează cu formula (3-29):

$$\Delta p = \frac{0{,}011 \cdot 0{,}5 \cdot 1\,100 \cdot 0{,}8 \cdot 500^2}{3{,}5} = 34{,}6 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2 = 3{,}5 \text{ at.}$$

Deci centrifuga industrială dezvoltă o presiune de filtrare de $\frac{3{,}5}{0{,}83} = 4$ ori mai mare decît centrifuga experimentală.

Productivitatea filtrelor crește aproximativ proporțional cu $\sqrt{\Delta p}$; deci se poate aștepta să se obțină o creștere a producției specifice a centrifugei de circa 2 ori, adică $65 \cdot 2 = 130$ kg gel umed/m² · h.

Deoarece filtrarea și spălarea precipitatului constituie aproximativ 75% din durata totală de funcționare a centrifugei, rezultă că producția medie a centrifugei pe oră va fi de $130 \cdot 0{,}75 = 97$ kg/m² · h, precipitat umed.

Deci capacitatea de producție a unei centrifuge în 24 de ore, considerînd 20 de ore de lucru pe zi, va fi: $97 \cdot 3{,}5 \cdot 20 = 6\,800$ kg de precipitat umed/24 h.

Pentru realizarea producției cerute trebuie să se instaleze

$$\frac{9\,000}{6\,800} = 1{,}3,$$

adică două centrifuge, respectiv trei, cu o centrifugă de rezervă.

Fluidizarea

Exemplul 28. În stratul fluidizat dintr-un aparat de fluidizare se află gel de siliciu cu următoarea compoziție granulară:

Fracția, mm ...	2,0 ÷ 1,5	1,5 ÷ 1,0	1,0 ÷ 0,5	0,5 ÷ 0,25
% de masă ...	43	28	17	12

Densitatea, în granule, a gelului de siliciu $\rho_{gr} = 650$ kg/m³, densitatea particulelor $\rho = 1\,100$ kg/m³. Temperatura aerului este de 150°C. Indicele de fluidizare $K_w = 1{,}6$.

Să se determine viteza aerului: critică, de lucru şi reală (în secţiunea liberă dintre particule).

Rezolvare. Se calculează valoarea criteriului Ar şi din figura 3-10 se află valoarea corespunzătoare Li_{cr}.

În acest scop se determină diametrul echivalent al particulelor de gel de siliciu.

Diametrele medii ale fracţiilor de la sortare sînt:

$$d_1 = \frac{2{,}0 + 1{,}5}{2} = 1{,}75 \text{ mm};$$

$$d_2 = \frac{1{,}5 + 1{,}0}{2} = 1{,}25 \text{ mm};$$

$$d_3 = \frac{1{,}0 + 0{,}5}{2} = 0{,}75 \text{ mm};$$

$$d_4 = \frac{0{,}5 + 0{,}25}{2} = 0{,}37 \text{ mm}.$$

Cu acestea se află diametrul echivalent din formula (3-51):

$$d_{ech} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} = \frac{1}{\frac{0{,}43}{1{,}75} + \frac{0{,}28}{1{,}25} + \frac{0{,}17}{0{,}75} + \frac{0{,}12}{0{,}37}} \approx 1{,}0 \text{ mm}.$$

Viscozitatea aerului la 150°C (v. fig. VI) este:

$$\eta = 0{,}024 \text{ cP} = 0{,}024 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2.$$

Densitatea aerului este:

$$\rho = 1{,}293 \frac{273}{273 + 150} = 0{,}835 \text{ kg/m}^3.$$

Prin urmare:

$$Ar = \frac{d_{ech}^3 \rho\, \rho_m g}{\eta_m^2} = \frac{1^3 \cdot 10^{-9} \cdot 1{,}1 \cdot 10^3 \cdot 0{,}835 \cdot 9{,}81}{2{,}4^2 \cdot 10^{-10}} = 1{,}565 \cdot 10^4.$$

Pentru valoarea lui $Ar = 1{,}565 \cdot 10^4$ corespunde $Li_{cr} = 3 \cdot 10^{-2}$. De aici:

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{Li_{cr} \eta_m \rho g}{\rho_m^2}} = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}024 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}1 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{0{,}835^2}} = 0{,}224 \text{ m/s}.$$

Se determină viteza de lucru a aerului:

$$w = K_w w_{cr} = 1{,}6 \cdot 0{,}224 = 0{,}358 \text{ m/s}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Se află porozitatea stratului fluidizat. Pentru $K_w = 1{,}6$ rezultă:

$$Li = K_w^3 Li_{cr} = 1{,}6^3 \cdot 3 \cdot 10^{-2} = 1{,}23 \cdot 10^{-1}.$$

Din figura 3-10, pentru $Li = 1{,}23 \cdot 10^{-1}$ și $Ar = 1{,}565 \cdot 10^4$ se află:

$$\varepsilon = 0{,}47.$$

Viteza reală a aerului în secțiunea liberă a stratului este:

$$w_r = \frac{w}{\varepsilon} = \frac{0{,}358}{0{,}47} = 0{,}762 \text{ m/s}.$$

Exemplul 29. Cu datele din exemplul precedent să se determine dimensiunile și rezistența hidraulică a aparatului. Capacitatea de producție este de 2,5 t/h gel de siliciu la durata medie de staționare în aparat $\tau_0 = 10$ min. Debitul de aer în condițiile de lucru este de 4 300 m³/h. Secțiunea liberă a sitei reprezintă 0,015, diametrul găurilor — 0,8 mm, grosimea sitei — 2 mm.

Rezolvare. Se determină diametrul aparatului. Debitul de aer este:

$$V = \frac{4\,300}{3\,600} = 1{,}195 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Secțiunea aparatului este:

$$S = \frac{V}{w} = \frac{1{,}195}{0{,}358} = 3{,}34 \text{ m}^2.$$

Diametrul aparatului va fi:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3{,}34}{3{,}14}} = 2{,}06 \text{ m}.$$

Se determină înălțimea stratului în aparat. Masa de silicagel în aparat este:

$$M = L\tau_0 = \frac{2\,500 \cdot 10}{60} = 417 \text{ kg}.$$

Volumul silicagelului în strat fix va fi:

$$V_s = \frac{M}{\rho_{gr}} = \frac{417}{650} = 0{,}642 \text{ m}^3.$$

Înălțimea stratului fix este:

$$h_0 = \frac{V_s}{S} = \frac{0{,}642}{3{,}34} = 0{,}192 \text{ m}.$$

Porozitatea stratului fix este:

$$\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_{gr}}{\rho} = 1 - \frac{650}{1\,100} = 0{,}41.$$

Scanned with OKEN Scanner

Înălțimea stratului fluidizat la $K_w = 1{,}6$ va fi:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 = \frac{1 - 0{,}41}{1 - 0{,}47} 0{,}192 = 0{,}214 \text{ m}.$$

Se calculează rezistența hidraulică a aparatului.
Rezistența stratului este:

$$\Delta p_{strat} = \rho(1 - \varepsilon_0) g h_0 = 1\,100(1 - 0{,}41)9{,}81 \cdot 0{,}192 = 1\,200 \text{ N/m}^2.$$

Viteza aerului în deschiderile sitei la secțiunea liberă $\varphi = 0{,}015$ este:

$$w_0 = \frac{w}{\varphi} = \frac{0{,}358}{0{,}015} = 23{,}9 \text{ m/s}.$$

Diametrul găurilor sitei $d_0 = 0{,}0008$ m, grosimea sitei $\delta = 0{,}002$ m. La $\frac{d_0}{\delta} = 0{,}4$, din figura 3-7 se află $C = 0{,}63$.
Rezistența sitei va fi:

$$\Delta p_{sită} = \frac{0{,}503 \cdot 23{,}9^2 \cdot 0{,}835(1 - 0{,}015^2)}{0{,}63^2} = 605 \text{ N/m}^2.$$

Rezistența aparatului este:

$\Delta p = \Delta p_{strat} + \Delta p_{sită} = 1\,200 + 605 = 1\,805$ N/m², adică 184 mm H_2O.

Exemplul 30. Să se determine diametrul unor particule sferice de nisip cuarțos cu densitatea de 2 640 kg/m³, care încep să treacă în stare de fluidizare la viteza de 1 m/s a unui curent de aer cu temperatura de 20°C.

Rezolvare. Diametrul particulelor sferice de nisip se determină din criteriul Ar, pentru care, în prealabil, se determină criteriul Li_{cr}:

$$Li_{cr} = \frac{w_{cr}^3 \rho_m^2}{\eta_m g \rho} = \frac{1^3 \cdot 1{,}205^2}{0{,}018 \cdot 9{,}81 \cdot 2\,640 \cdot 10^{-3}} = 3{,}14,$$

în care:

$$\rho_m = 1{,}29 \frac{273}{293} = 1{,}205 \text{ kg/m}^3;$$

$$\eta_m = 0{,}018 \text{ cP} = 0{,}018 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2.$$

Din figura 3-10, la valoarea $Li_{cr} = 3{,}14$ se găsește $Ar = 9 \cdot 10^5$.
Diametrul particulelor de nisip este:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \eta_m^2}{\rho \rho_m g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^5 \cdot 1{,}8^2 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-6}}{2\,640 \cdot 1{,}205 \cdot 9{,}81}} = 0{,}0021 \text{ m} = 2{,}1 \text{ mm}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 31. Să se determine cantitatea de particule antrenate dintr-un aparat de fluidizare în condițiile următoare:
— viteza gazului 0,3 m/s;
— viscozitatea cinematică $\nu_g = 0{,}501 \cdot 10^{-4}$ m²/s;
— densitatea gazului $\rho_g = 0{,}679$ kg/m³;
— diametrul particulelor antrenate 60 μ;
— densitatea particulelor $\rho = 2\,000$ kg/m³;
— concentrația masică a particulelor antrenate $c = 0{,}8$;
— secțiunea liberă a sitei $\varphi = 0{,}035$;
— înălțimea stratului fix $H_0 = 5\,600$ mm;
— înălțimea spațiului de separare $h = 5\,000$ mm;
— diametrul aparatului $D = 5\,800$ mm.

Rezolvare. Se determină viteza de antrenare w'_{antr} a particulelor materialului etalon (catalizator de silicat de aluminiu natural) cu diametrul $d = 60$ μ, din figura 3-8:

$$w'_{antr} = 0{,}2 \text{ m/s}.$$

Pentru determinarea vitezei de antrenare a particulelor antrenate de material dat, în condițiile de lucru, se află valoarea criteriului Ar:

$$Ar = \frac{d^3 g \rho}{\nu_m^2 \rho_m} = \frac{6^3 \cdot 10^{-15} \cdot 9{,}81 \cdot 2\,000}{(0{,}501 \cdot 10^{-4})^2 \cdot 0{,}679} = 2{,}49.$$

Din figura 3-10 se află:

$$Li_{antr} = \frac{w_{antr}^3 \rho_m}{\nu_m \rho g} = 10^{-3}$$

și prin urmare:

$$w_{antr} = \sqrt{\frac{10^{-3} \cdot 0{,}501 \cdot 10^{-4} \cdot 2\,000 \cdot 9{,}81}{0{,}679}} = 0{,}113 \text{ m/s}.$$

De aici:

$$m_w = \frac{w'_{antr}}{w_{antr}} = \frac{0{,}2}{0{,}113} = 1{,}76.$$

Din figura 3-9 se află că, pentru $w = 0{,}3$ m/s și $D = 5\,800$ mm, raportul $\frac{h_p}{D} \approx 0{,}73$. De aici $h_p = 4\,200$ mm, care este mai mic decît înălțimea spațiului de separare. Prin urmare, $A = 3{,}35 \cdot 10^7$; $n = 0{,}273$ (v. pag. 142).

Cu formula (3-57) se determină cantitatea antrenată:

$$\frac{G_t}{G_g} 10^2 = 3{,}35 \cdot 10^7 \frac{0{,}3^4 \cdot 0{,}8^{0{,}5} \cdot 5\,600^{0{,}35} \cdot 1{,}76^4}{60^{3{,}53} \cdot 5\,000^{0{,}273} \cdot 0{,}035} =$$

$$= \frac{3{,}35 \cdot 10^7 \cdot 0{,}81 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}897 \cdot 20{,}5 \cdot 9{,}59}{1{,}9 \cdot 10^6 \cdot 10{,}24 \cdot 0{,}035} = 70{,}3\%.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 32. Într-un strat fluidizat se află 1 000 kg material solid; debitul de material prin strat (viteza de intrare și ieșire a particulelor) reprezintă 4 000 kg/h.

Să se determine: 1) ce fracție de particule se va afla în strat într-un timp mai lung decît în timpul mediu de staționare a materialului prin strat; 2) cîte astfel de straturi fluidizate sînt necesare să se unească în serie pentru ca fracția de particule care se află în aparat într-un timp mai scurt, decît timpul mediu necesar staționării materialului într-un strat, să nu de pășească 10%.

Rezolvare. Se calculează durata medie de staționare a materialului într-un strat. La $M = 1\,000$ kg și $L = 4\,000$ kg/h, rezultă:

$$\tau_0 = \frac{M}{L} = \frac{1\,000}{4\,000} = \frac{1}{4}\ \text{h} = 900\ \text{s}.$$

Se determină fracțiunea de material care se află într-un strat fluidizat în timpul $\tau \geqslant \tau_0$:

$$x_1 = e^{-\tau/\tau_0} = e^{-\frac{900}{900}} = e^{-1} = 0{,}368.$$

Astfel, numai 37% din material rămîne în strat un timp mai lung de 15 min. și, prin urmare, fracțiunea de material care se află în strat mai puțin ca 15 min. reprezintă:

$$1 - x_1 = 0{,}63, \text{ adică } 63\%.$$

Pentru a afla numărul de straturi fluidizate care trebuie legate în serie, partea de material a cărei ședere în straturi este mai mică decît τ_0 se determină cu formula (3-60) pentru aparate cu două, trei, etc., straturi.

a) Pentru un aparat cu două straturi:

$$x_2 = \left(1 + \frac{\tau}{\tau_0}\right) e^{-\tau/\tau_0} = \left(1 + \frac{900}{900}\right) e^{-\frac{900}{900}} = 2e^{-1} = \frac{2}{2{,}718} = 0{,}736;$$

$$1 - x_2 = 0{,}264.$$

Prin urmare, într-un aparat cu două straturi fluidizate, în serie, se va afla în straturi un timp mai scurt decît 15 min. 26% din material.

b) Pentru un aparat cu trei straturi:

$$x_3 = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_0} + \frac{1}{2!}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^2\right] e^{-\tau/\tau_0} = \left[1 + \frac{900}{900} + \frac{1}{2!}\left(\frac{900}{900}\right)^2\right] e^{-\frac{900}{900}} = \frac{2{,}5}{2{,}718} = 0{,}92$$

$$1 - x_3 = 0{,}08.$$

Deci într-un aparat cu trei straturi, numai 8% din material se află în straturi mai puțin de 15 min. Prin urmare, un aparat cu trei straturi îndeplinește condiția necesară. Durata medie de staționare a materialului într-un aparat cu trei straturi este:

$$\tau_m = \frac{3M}{L} = \frac{3\,000}{4\,000} = \frac{3}{4}\ \text{h} = 45\ \text{min}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Se compară acest aparat cu trei straturi cu unul cu un singur strat, în care cantitatea de material este tot de 3 000 kg, ca și în toate straturile aparatului cu trei straturi. Durata medie de staționare a materialului solid în acest aparat cu un singur strat este de asemenea:

$$\tau_m = \frac{3\,000}{4\,000} = \frac{3}{4}\ \text{h} = 45\ \text{min}.$$

Dar partea de material, care se află în strat un timp mai scurt ca 15 min. va fi mai mare:

$$1 - e^{-\tau/\tau_\theta} = 1 - e^{-15/45} = 0{,}285,\ \text{adică}\ 28{,}5\%.$$

De aici rezultă avantajul aparatului cu trei straturi.

Amestecarea în mediu lichid

Exemplul 33. Un amestec de acizi cu densitatea de 1 600 kg/m³ și viscozitatea de $20 \cdot 10^{-3}$ N · s/m² se prepară prin introducerea acizilor inițiali într-un vas de amestec cu diametrul de 1 200 mm și înălțimea de 1 500 mm, umplut la 0,75 din volumul său și prevăzut cu un agitator cu elice ce face 3,5 rot/s (fig. 3-14).

Să se determine puterea instalată a electromotorului.

Rezolvare. Se determină diametrul agitatorului normal:

$$d = \frac{D}{3} = \frac{1{,}2}{3} = 0{,}4\ \text{m}.$$

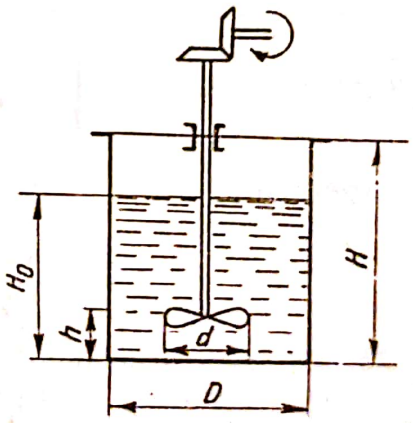


Fig. 3-14. (La exemplul 33.)

Se determină regimul de agitare, adică criteriul Re_c, cu formula (3-61):

$$Re_c = \frac{\rho n d^2}{\eta} = \frac{1\,600 \cdot 3{,}5 \cdot 0{,}4^2}{20 \cdot 10^{-3}} = 44\,800.$$

Regimul este deci turbulent.

Se determină valoarea criteriului puterii pentru amestecare cu formula (3-66), care se poate utiliza, deoarece:

$$\frac{D}{d} = 3 \text{ şi } \frac{H_0}{d} = \frac{0{,}75 \cdot 1{,}5}{0{,}4} = 2{,}8.$$

Criteriul puterii:

$$K_N = 0{,}845 \; Re_c^{-0{,}05} = \frac{0{,}845}{44\,800^{0{,}05}} = \frac{0{,}845}{1{,}71} = 0{,}49.$$

Puterea necesară a agitatorului se calculează cu ecuaţia (3-62):

$$N = K_N \rho n^3 d^5 = 0{,}49 \cdot 1\,600 \cdot 3{,}5^3 \cdot 0{,}4^5 = 345 \text{ W} = 0{,}345 \text{ kW}.$$

Se calculează puterea instalată a motorului, considerînd randamentul electromotorului cu transmisie egal cu 0,9 şi luînd un plus de putere de 20%:

$$N_{inst} = \frac{0{,}345 \cdot 1{,}2}{0{,}9} = 0{,}46 \approx 0{,}5 \text{ kW}.$$

Exemplul 34. Un electromotor cu o putere de 12 kW acţionează un agitator cu elice, care amestecă puternic glicerină tehnică ($\rho = 1\,200$ kg/m³; $\eta = 1{,}6$ N · s/m²) într-un rezervor cu diametrul de 1 630 mm. Ce diametru trebuie să aibă agitatorul pentru o turaţie de 500 rot/min?

Rezolvare. Deoarece se prevede o agitaţie intensă, se va utiliza formula (3-68) pentru regim turbulent.

Din această formulă rezultă:

$$d = \sqrt[4,9]{\frac{N}{0{,}845 \rho^{0,95} \eta^{0,05} n^{2,95}}} = \sqrt[4,9]{\frac{12 \cdot 10^3}{0{,}845 \; (1\,200)^{0,95} (1{,}6)^{0,05} \left(\frac{500}{60}\right)^{2,95}}} = 0{,}5 \text{ m}.$$

Se verifică raportul $\frac{D}{d}$:

$$\frac{D}{d} = \frac{1{,}63}{0{,}5} = 3{,}26.$$

Exemplul 35. La încercările făcute pentru amestecarea de diverse lichide cu un agitator-elice, s-a constatat că puterea N consumată de agitator depinde de viscozitatea lichidului η, de densitatea lichidului ρ, de numărul de rotaţii al agitatorului n şi de diametrul agitatorului d. Se cere să se găsească forma generală a relaţiei criteriale care să cuprindă variabilele enumerate mai sus.

Rezolvare. Relaţia stabilită experimental poate fi scrisă în forma cea mai generală în felul următor:

$$N = \varphi(\eta, \rho, n, d). \qquad (3\text{-}70)$$

Scanned with OKEN Scanner

Deoarece sînt în total 5 mărimi variabile (N, η, ρ, n, d) și trei unități de măsură de bază (principale) în sistemul SI (kg, m, s), pe baza teoremei π, relația căutată trebuie să aibă forma:

$$\varphi(\pi_1, \pi_2) = 0$$

sau:

$$\pi_1 = f(\pi_2),$$

în care π_1 și π_2 sînt expresii necunoscute fără dimensiuni, compuse din variabilele ce intră în ecuație (3-70).

Pentru determinarea complecșilor fără dimensiuni π_1 și π_2, se dă ecuației (3-70) următoarea formă:

$$N = C\eta^x \rho^y n^z d^v, \qquad (3\text{-}71)$$

în care:

C este un coeficient fără dimensiuni;

x,y,z,v — indici de putere constanți, fără dimensiuni (necunoscuți încă).

Dimensiunile:

$$[\mathrm{N}] = [\mathrm{W}] = \left[\frac{N \cdot m}{s}\right] = \left[\frac{\mathrm{kg} \cdot \mathrm{m}^2}{s^3}\right]; \quad [\eta] = \left[\frac{N \cdot s}{m^2}\right] = \left[\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m} \cdot \mathrm{s}}\right]$$

$$[\rho] = [\mathrm{kg/m^3}]; \quad [\mathrm{n}] = [1/\mathrm{s}]; \quad [\mathrm{d}] = [\mathrm{m}].$$

Se scrie, pentru ecuația (3-71), egalitatea dimensiunilor părții din dreapta și din stînga:

$$\left[\frac{\mathrm{kg} \cdot \mathrm{m}^2}{\mathrm{s}^3}\right] = \left[\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m} \cdot \mathrm{s}}\right]^x \cdot \left[\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{m}^3}\right]^y \cdot \left[\frac{1}{\mathrm{s}}\right]^z \cdot [\mathrm{m}]^v$$

sau:

$$[\mathrm{kg}] \cdot [\mathrm{m}]^2 \cdot [\mathrm{s}]^{-3} = [\mathrm{kg}]^{x+y} \cdot [\mathrm{m}]^{-x-3y+v} \cdot [\mathrm{s}]^{-x-z}.$$

Deoarece dimensiunile părții din stînga trebuie să fie egale cu ale părții din dreapta, se obțin următoarele trei ecuații:

$$\begin{aligned} 1 &= x + y; \\ 2 &= -x - 3y + v; \\ -3 &= -x - z. \end{aligned}$$

Rezolvarea unui sistem de trei ecuații cu patru necunoscute este imposibilă. Se pot însă exprima trei necunoscute în funcție de a patra. Se face aceasta pentru toate cele patru variante posibile.

1. Se exprimă y, z, v în funcție de x:

$$\begin{aligned} y &= 1 - x; \\ z &= 3 - x; \\ v &= 5 - 2x. \end{aligned}$$

Scanned with OKEN Scanner

Valorile găsite se înlocuiesc în ecuația (3-71):

$$N = C\eta^x \rho^{1-x} n^{3-x} d^{5-2x} = C\eta^x \rho\, \rho^{-x} n^3 n^{-x} d^5 d^{-2x} = C\rho n^3 d^5 \left(\frac{\eta}{\rho n d^2}\right)^x,$$

de unde:

$$\frac{N}{\rho n^3 d^5} = C\left(\frac{\rho n d^2}{\eta}\right)^{-x}. \tag{3-72}$$

Deoarece expresia $\frac{N}{\rho n^3 d^5}$ reprezintă criteriul puterii:

$$\frac{N}{\rho n^3 d^5} = K_N,$$

iar expresia $\frac{\rho n d^2}{\eta}$ criteriul Re_c:

$$\frac{\rho n d^2}{\eta} = Re_c,$$

atunci ecuația (3-72) se mai scrie astfel:

$$K_N = CRe_c^{-x}. \tag{3-73}$$

2. Se exprimă x, z, v în funcție de y:

$$x = 1 - y;$$
$$z = 2 + y;$$
$$v = 3 + 2y.$$

Înlocuind în ecuația (3-71):

$$N = C\eta\eta^{-y}\rho^y n^2 n^y d^3 d^{2y} = C\eta n^2 d^3 \left(\frac{\rho n d^2}{\eta}\right)^y,$$

$$\frac{N}{\eta n^2 d^3} = CRe_c^y. \tag{3-74}$$

Se transformă partea din stînga a ultimei ecuații:

$$\frac{N}{\eta n^2 d^3} \cdot \frac{\rho n d^2}{\rho n d^2} = \frac{N}{\rho n^3 d^5} \cdot \frac{\rho n d^2}{\eta} = K_N Re_c.$$

Deci ecuația poate fi transcrisă astfel:

$$K_N \cdot Re_c = CRe_c^y$$

sau:

$$K_N = CRe_c^{y-1}. \tag{3-75}$$

Scanned with OKEN Scanner

3. Se exprimă x, y și v în funcție de z:

$$x = 3 - z;$$
$$y = z - 2;$$
$$v = 2z - 1.$$

Înlocuind în ecuația (3-71), se obține:

$$N = C\eta^3\eta^{-z}\rho^z\rho^{-2}n^z d^{2z}d^{-1} = C\frac{\eta^3}{\rho^2 d}\left(\frac{\rho n d^2}{\eta}\right)^z;$$

$$\frac{N\rho^2 d}{\eta^3} = CRe_c^z. \tag{3-76}$$

Se transformă partea din stînga:

$$\frac{N\rho^2 d}{\eta^3} = \frac{N\rho^2 d}{\eta^3}\cdot\frac{\rho^3 n^3 d^6}{\rho^3 n^3 d^6} = \frac{N}{\rho n^3 d^5}\cdot\frac{\rho^3 n^3 d^6}{\eta^3} = K_N Re_c^3.$$

Se înlocuiesc în ecuația (3-76):

$$K_N Re_c^3 = CRe_c^2$$

sau:

$$K_N = CRe_c^{z-3}. \tag{3-77}$$

4. Se exprimă x, y, z în funcție de v:

$$x = \frac{5 - v}{2};$$

$$y = \frac{v - 3}{2};$$

$$z = \frac{v + 1}{2}.$$

Înlocuind în ecuația (3-71), se obține:

$$N = C\eta^{\frac{5}{2}}\eta^{-\frac{v}{2}}\rho^{\frac{v}{2}}\rho^{-\frac{3}{2}}n^{\frac{v}{2}}n^{\frac{1}{2}}d^v = C\frac{\eta^{\frac{5}{2}}n^{\frac{1}{2}}}{\rho^{\frac{3}{2}}}\left(\frac{\rho n d^2}{\eta}\right)^{\frac{v}{2}};$$

$$\frac{N^2\rho^3}{\eta^5 n} = C^2 Re_c^v;$$

$$\frac{N^2\rho^3}{\eta^5 n} = \frac{N^2\rho^3}{\eta^5 n}\cdot\frac{\rho^2 n^5 d^{10}}{\rho^2 n^5 d^{10}} = \left(\frac{N}{\rho n^3 d^5}\right)^2\cdot\left(\frac{\rho n d^2}{\eta}\right)^5 = K_N^2 Re_c^5;$$

deci:

$$K_N^2 Re_c^5 = C^2 Re_c^v,$$

Scanned with OKEN Scanner

sau:

$$K_N = CRe_c^{\frac{v-5}{2}}. \tag{3-78}$$

Comparînd ecuațiile (3-73), (3-75), (3-77) și (3-78), se observă că toate soluțiile duc la aceeași formulă:

$$K_N = CRe_c^{-x}.$$

Aceasta este și relația între criterii căutată.

Valorile numerice ale mărimilor ce intră în formula constantelor C și x se pot determina numai pe bază de date experimentale.

Exemplul 36. Un reactor (fig. 3-15) cu diametrul de 1 000 mm este plin cu masă de reacție pe înălțimea de 1 000 mm. Masa de reacție are viscozitatea de $150 \cdot 10^{-3}$ N · s/m² și densitatea $\rho_m = 1\,200$ kg/m³. În masa de reacție este necesar să se obțină o repartizare uniformă a particulelor solide de catalizator cu dimensiunea maximă $d_c = 1{,}3$ mm și densitatea $\rho_c = 2\,450$ kg/m³; raportul $s:l = 1:4$.

Care tip de agitator este mai potrivit de folosit: cu elice cu trei palete (fig. 3-16, *a*) cu pasul 1, sau cu turbină (fig. 3-16, *b*) de tip închis cu opt palete?

Rezolvare. 1. Se determină diametrul agitatorului normal:

$$d = (0{,}25 \div 0{,}3)D = (0{,}25 \div 0{,}3) \cdot 1 = 0{,}3 \text{ m}.$$

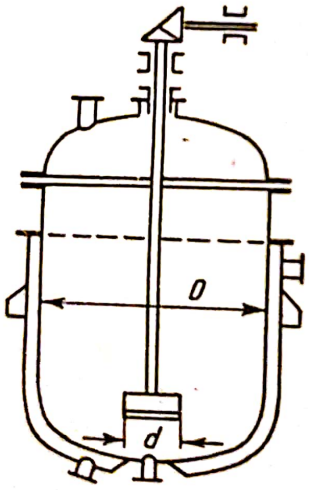


Fig. 3-15. (La exemplul 36.)

2. Pentru aflarea valorii criteriului Re_c și a numărului de rotații se folosește ecuația:

$$Re_c = CGa^k \left(\frac{\rho_c}{\rho_m}\right)^l \left(\frac{d_c}{d}\right)^m \left(\frac{D}{d}\right)^n. \tag{3-79}$$

În această ecuație constantele au valorile:

	c	k	l	m	n
— pentru agitatorul cu elice	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9;
— pentru agitatorul cu turbină	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15.

Scanned with OKEN Scanner

Se calculează valorile criteriilor și simplexurilor de similitudine:

$$Ga = \frac{d^3\rho_m^2 g}{\eta^2} = \frac{3^3 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}2^2 \cdot 10^6 \cdot 9{,}81}{1{,}5^2 \cdot 10^{-2}} = 1{,}7 \cdot 10^7;$$

$$\frac{\rho_c}{\rho_m} = \frac{2{,}45 \cdot 10^3}{1{,}2 \cdot 10^3} = 2{,}04;$$

$$\frac{d_c}{d} = \frac{1{,}3 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-1}} = 4{,}33 \cdot 10^{-3};$$

$$\frac{D}{d} = \frac{1{,}0}{3 \cdot 10^{-1}} = 3{,}33.$$

Valorile aflate pentru criterii și simplexuri se află în limitele de folosire a ecuației (3-79).

Se află criteriul Re_c și numărul de rotații pentru agitatorul cu elice:

$$Re_c = 0{,}105\, Ga^{0,6} \left(\frac{\rho_c}{\rho_m}\right)^{0,8} \left(\frac{d_c}{d}\right)^{0,4} \left(\frac{D}{d}\right)^{1,9} =$$

$$= 1{,}05 \cdot 10^{-1} \cdot 1{,}7^{0,6} \cdot 10^{4,2} \cdot 2{,}04^{0,8} \cdot 4{,}33^{0,4} \cdot 10^{-1,2} \cdot 3{,}33^{1,9} = 4{,}51 \cdot 10^3;$$

$$n_0 = Re_c \frac{\eta}{\rho_m \cdot d^2} = \frac{4{,}51 \cdot 10^3 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{-1}}{1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 6{,}26 \text{ rot/s} = 376 \text{ rot/min}.$$

Se află valoarea criteriului Re_c și numărul de rotații pentru agitatorul cu turbină:

$$Re_c = 0{,}25\, Ga^{0,57} \left(\frac{\rho_c}{\rho_m}\right)^{0,37} \left(\frac{d_c}{d}\right)^{0,33} \left(\frac{D}{d}\right)^{1,15} =$$

$$= 2{,}5 \cdot 10^{-1} \cdot 1{,}7^{0,57} \cdot 10^{3,99} \cdot 2{,}04^{0,37} \cdot 4{,}33^{0,33} \cdot 10^{-0,99} \cdot 3{,}33^{1,15} = 2{,}85 \cdot 10^3;$$

$$n_0 = Re_c \frac{\eta}{\rho_m d^2} = \frac{2{,}85 \cdot 10^3 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{-1}}{1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 3^2 \cdot 10^{-2}} = 3{,}96 \text{ rot/s} = 238 \text{ rot/min}.$$

3. Se determină puterea consumată pentru agitare.

Din graficul $K_N = f(Re)[0 - 2]$ se află:

$K_N = 0{,}32$ pentru agitatoarele cu elice:
$K_N = 1{,}3$ pentru agitatoarele cu turbină.

Se calculează expresia comună:

$$\rho_m d^5 = 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 3^5 \cdot 10^{-5} = 2{,}91.$$

Puterea necesară pentru agitatorul cu elice este:

$$N = K_N n^3 \rho_m d^5 = 3{,}2 \cdot 10^{-1} \cdot 6{,}26^3 \cdot 2{,}91 = 227 \text{ W} \approx 0{,}23 \text{ kW}.$$

Pentru agitatorul cu turbină rezultă:

$$N = 1{,}3 \cdot 3{,}96^3 \cdot 2{,}91 = 234 \text{ W} \approx 0{,}23 \text{ kW}.$$

Pentru că puterea necesară este aceeași în ambele cazuri, se alege agitatorul cu turbină, care lucrează la turație mai mică.

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 37. Într-un extractor se folosește pentru obținerea unei repartiții uniforme a tetraclorurii de carbon în apă (30% în vol.) un agitator-elice cu trei palete (fig. 3-16, *a*), cu pasul *1*. Diametrul aparatului este de 1 000 mm, iar diametrul agitatorului de 250 mm. Transmisia existentă permite obținerea unei turații de 150 sau 200 rot/min.

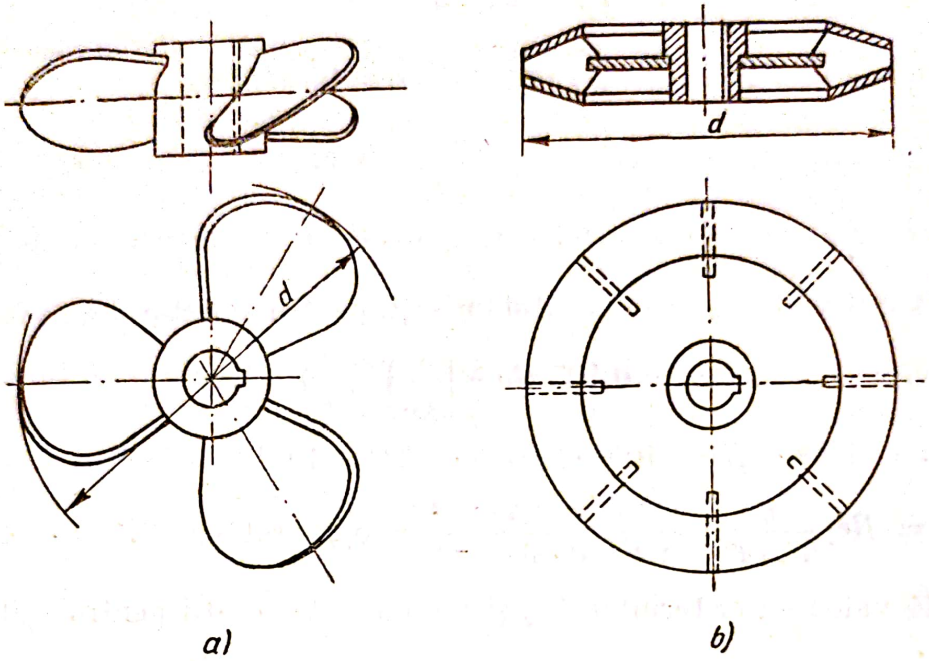


Fig. 3-16. (La exemplele 36 și 37.)

Care turație este preferabilă?
Sînt date:

$$\rho_t = 1\,598 \text{ kg/m}^3; \quad \rho_m = 1\,000 \text{ kg/m}^3;$$

$$\eta_t = 0{,}96 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2; \quad \rho_m = 1 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^2$$

$$\sigma = 4{,}55 \cdot 10^{-3} \text{ J/m}^2.$$

Rezolvare. 1. Se folosește ecuația [3-18]:

$$Re_c = 68{,}9\, Ga^{0{,}01} \left(\frac{Re_c^2}{We_c}\right)^{0{,}47} S_\eta^{0{,}03}\, S_{\Delta\rho}^{0{,}13}. \qquad (3\text{-}80)$$

Se calculează valorile criteriilor de similitudine:

$$Ga = \frac{d^3 \rho_m^2 g}{\eta_m^2} = \frac{2{,}5^3 \cdot 10^{-3} \cdot 10^6 \cdot 9{,}81}{1 \cdot 10^{-6}} = 1{,}53 \cdot 10^{11};$$

$$\frac{Re_c^2}{We_c} = \frac{d\rho_m \rho}{\eta_m^2} = \frac{2{,}5 \cdot 10^{-1} \cdot 10^3 \cdot 4{,}55 \cdot 10^{-3}}{1 \cdot 10^{-6}} = 1{,}14 \cdot 10^7;$$

Scanned with OKEN Scanner

$$S_\eta = \frac{\eta_t}{\eta_m} = \frac{0{,}96 \cdot 10^{-3}}{1{,}0 \cdot 10^{-3}} = 9{,}6 \cdot 10^{-1};$$

$$S_{\Delta\rho} = \frac{\rho_t - \rho_m}{\rho_m} = \frac{1\,598 - 1\,000}{1\,000} = 5{,}98 \cdot 10^{-1}.$$

Valorile aflate sînt valabile în limitele de aplicabilitate a ecuației (3-80).

2. Se calculează valoarea lui Re_c:

$$Re_c = 68{,}9\ Ga^{0{,}01} \left(\frac{Re_c^2}{We_c}\right)^{0{,}47} S_\eta^{0{,}03} S_{\Delta\rho}^{0{,}13} =$$

$$= 6{,}89 \cdot 10 \cdot 1{,}35^{0{,}01} \cdot 10^{0{,}11} \cdot 1{,}14^{0{,}47} \cdot 10^{3{,}29} \cdot 9{,}6^{0{,}03} \cdot 10^{-0{,}03} \cdot 5{,}98^{0{,}13} \cdot 10^{-0{,}13} =$$

$$= 1{,}73 \cdot 10^5$$

3. Se determină numărul de rotații:

$$n_0 = Re_c \frac{\eta_m}{\rho_m d^2} = \frac{1{,}73 \cdot 10^5 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{10^3 \cdot 2{,}5^2 \cdot 10^{-2}} = 2{,}77 \text{ rot/s} = 166 \text{ rot/min}.$$

Prin urmare trebuie ales $n = 200$ rot/min.

4. Mai departe se află valoarea suprafeței de separare a fazelor, raportată la unitatea de volum a emulsiei, cu ecuația [3-18]:

$$Ad = 2{,}12 \cdot 10^2\, Re_c \left(\frac{Re_c^2}{We_c}\right)^{-0{,}56} \cdot S_{\Delta\rho}^{0{,}25} \cdot S_\eta^{-0{,}27} \left(\frac{D}{d}\right)^{-1{,}21} S_v^{0{,}32}. \qquad (3\text{-}81)$$

Se calculează valoarea criteriilor și simplexurilor de similitudine:

$$Re_c = \frac{\rho_m n d^2}{\eta_m} = \frac{10^3 \cdot 2 \cdot 10 \cdot 2{,}5^2 \cdot 10^{-2}}{6 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 2{,}08 \cdot 10^5;$$

$$\frac{Re_c^2}{We_c} = 1{,}14 \cdot 10^7;$$

$$S_\eta = 9{,}6 \cdot 10^{-1}; \quad S_{\Delta\rho} = 5{,}98 \cdot 10^{-1};$$

$$\frac{D}{d} = \frac{1{,}0}{2{,}5 \cdot 10^{-1}} = 4;$$

$$S_V = \frac{V_t}{V_t + V_m} = \frac{30}{100} = 3 \cdot 10^{-1}.$$

Valorile aflate sînt suficient de apropiate de limitele de aplicabilitate a ecuației (3-81).

Prin urmare:

$$Ad = 2{,}12 \cdot 10^2 \cdot 2{,}08 \cdot 10^5 \cdot 1{,}14^{-0{,}56} \cdot 10^{-3{,}92} \cdot 5{,}98^{0{,}25} \cdot 10^{-0{,}25} \cdot 9{,}6^{-0{,}27} \times$$

$$\times\ 10^{0{,}27} \cdot 4^{-1{,}21} \cdot 3^{0{,}32} \cdot 10^{-0{,}32} = 5 \cdot 57 \cdot 10^2,$$

Scanned with OKEN Scanner

de unde:

$$A = \frac{5{,}57 \cdot 10^2}{2{,}5 \cdot 10^{-1}} = 2{,}28 \cdot 10^3 \ \text{m}^2/\text{m}^3,$$

care corespunde diametrului mediu al picăturii:

$$d_p = \frac{6S_V}{A} = \frac{6 \cdot 3 \cdot 10^{-1}}{2{,}28 \cdot 10^3} = 7{,}9 \cdot 10^{-4} \ \text{m} \approx 0{,}8 \ \text{mm}.$$

Exemplul 38. În experienţele de oxidare cu oxigen a sulfurii de amoniu la tiosulfat, făcute într-un aparat model cu 4 pereţi interiori, cu diametrul de 500 mm, s-a obţinut absorbţia a 1,04 dm^3 oxigen la m^3 masă de reacţie pe secundă (adică $k = 1{,}04 \cdot 10^{-3}$ $m^3O_2/m^3 \cdot s$). Agitarea s-a făcut cu un agitator cu turbină cu diametrul de 125 mm, cu 6 rot/s, la un consum specific de oxigen $u = 3{,}5 \cdot 10^{-3}$ $m^3\ O_2/m^3 \cdot s$.

Pe baza rezultatelor obţinute pe model se proiectează un aparat industrial cu diametrul de 2 m, la care diametrul agitatorului este de 0,5 m. Aparatul este geometric asemenea cu modelul $\left(\frac{D}{d} = 4\right)$.

Trebuie să se calculeze numărul de rotaţii ale agitatorului din aparatul industrial, la care se obţine aceeaşi productivitate specifică ca şi la model. Consumul de oxigen în aparatul industrial $u_{ind} = 3{,}5 \cdot 10^{-3}$ $m^3O_2/m^3 \cdot s$; proprietăţile fizice ale masei de reacţie la model şi la aparatul industrial sînt apropiate de cele ale apei. Temperatura de reacţie este de 80°C.

Rezolvare. Pentru calculul aparatelor industriale în care $Re_c \geqslant 1{,}8 \cdot 10^5$ se poate folosi ecuaţia:

$$Di = CRe_c^{0,09} Fr_c^{0,165} K_u^{0,75} \left(\frac{D}{d}\right)^{-0,167}, \qquad (3\text{-}82)$$

în care:

$Di = \frac{k}{n}$ este criteriul lui Diakonov;

$K_u = \frac{u}{n}$ — criteriul de repartiţie.

Dacă la trecerea de la model la aparatul industrial proprietăţile fazelor ce reacţionează nu se schimbă, ecuaţia (3-82) conduce la:

$$k = C_1 \frac{n^{0,67} d^{1,015} u^{0,75}}{D^{0,67}}. \qquad (3\text{-}83)$$

Se calculează valoarea criteriului Re_c pentru aparatul model:

$$Re_c = \frac{\rho n d^2}{\eta} = \frac{972 \cdot 6 \cdot 0{,}125^2}{3{,}56 \cdot 10^{-4}} = 2{,}55 \cdot 10^5 > 1{,}8 \cdot 10^5.$$

Prin urmare, rezultatele experienţelor pot fi folosite pentru modelare.

Scanned with OKEN Scanner

Din datele experienţelor pe model se determină coeficientul ecuaţiei (3-83) pentru procesul considerat:

$$C_1 = \frac{k_{mod} D_{mod}^{0,67}}{n_{mod}^{0,67} d_{mod}^{1,015} u_{mod}^{0,75}} = \frac{1,04 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5^{0,67}}{6^{0,67} \cdot 0,125^{1,015} \cdot (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,75}} = 1,15 \cdot 10^{-1}.$$

Înlocuind în ecuaţia (3-83) caracteristicile aparatului industrial şi valoarea lui C_1, se calculează numărul de rotaţii ale agitatorului:

$$n_{ind} = \left(\frac{K_{ind} \cdot D_{ind}^{0,67}}{C_1 d_{ind}^{1,015} u_{ind}^{0,75}} \right)^{\frac{1}{0,67}} = \left(\frac{1,04 \cdot 10^{-3} \cdot 2^{0,67}}{1,15 \cdot 10^{-1} \cdot 0,5^{1,015} (3,5 \cdot 10^{-3})^{0,75}} \right)^{\frac{1}{0,67}} = 2,85 \text{ rot/s}.$$

Se admite viteza de rotaţie $n_{ind} = 3$ rot/s.
Se verifică valoarea lui Re_c pentru aparatul industrial:

$$Re_c = \frac{972 \cdot 3 \cdot 0,5^2}{3,56 \cdot 10^{-4}} = 2,04 \cdot 10^6.$$

Pentru că numărul Re pentru aparatul industrial se află de asemenea în limitele de aplicare a ecuaţiei (3-82), numărul de rotaţii corespunde productivităţii date.

PROBLEME

1. Să se găsească raportul diametrelor particulelor de galenă (sulfură de plumb) ($\rho = 7\,800$ kg/m³) şi de cuarţ ($\rho = 2\,600$ kg/m³), care se depun cu aceeaşi viteză: *a*) în aer şi *b*) în apă, considerînd că depunerea are loc la $Re < 0,2$.

2. Cu ce viteză se vor depune particulele sferice de cuarţ cu $\rho = 2\,600$ kg/m³ şi diametrul de 10 μ: *a*) în apă la 15°C; *b*) în aer la 15 şi 500°C?

3. Ce viteză trebuie să aibă aerul în ţeava verticală a unui uscător pneumatic pentru a realiza deplasarea unor cristale cu densitatea de 2 000 kg/m³ şi cu diametrul maxim de 3 mm, la o temperatură a aerului de 60°C? Viteza aerului trebuie să fie cu 25% mai mare decît viteza de planare a particulelor.

4. Să se calculeze viteza curentului ascendent de aer într-un separator de aer, necesară pentru a separa particulele mici de apatită cu diametrul mai mic de 1 mm, de particulele mai mari. Temperatura aerului este de 20°C; densitatea apatitei de 3 230 kg/m³.

5. Să se determine distanţa între grătarele unei camere de desprăfuire (v. fig. 3-11) pentru ca în cameră să se depună particule de praf de pirită cu diametrul mai mare de 15 μ. Celelalte condiţii sînt identice ca în exemplul 6 (pag. 186).

Scanned with OKEN Scanner

6. Printr-o cameră de desprăfuire (v. fig. 3-11) cu distanţa între grătare de 100 mm trec 2 000 m^3N/h de gaz cu praf, cu densitatea de 1,6 kg/m^3N. Temperatura gazului este de 400°C. Viscozitatea la această temperatură este de $0{,}03 \cdot 10^{-3}$ kg/m.s. Densitatea prafului este de 3 700 kg/m^3. Dimensiunile camerei sînt: lungimea — 4,55 m; lăţimea — 1,71 m; înălţimea — 4 m. Ce diametru au particulele de praf ce se vor depune în această cameră dacă viteza reală de sedimentare este jumătate din cea teoretică?

7. Să se demonstreze identitatea formulelor (3-9) şi (3-10) pentru calculul suprafeţei unui decantor cu funcţionare continuă.

8. Să se determine diametrul decantorului (v. fig. 3-2) pentru îngroşarea continuă a unei suspensii apoase de carbonat de calciu, care are temperatura de 35°C. Celelalte condiţii sînt identice cu cele din exemplul 8.

9. Cum variază capacitatea de producţie a decantorului dacă temperatura suspensiei apoase se ridică de la 15 pînă la 50°C? În ambele cazuri $Re < 0{,}2$.

10. Să se aleagă un ciclon de tipul NIIOGAZ (v. fig. 3-3 şi tabela 3-1) pe baza următoarelor date: debitul aerului impurificat cu praf: 5 100 $m^3/N/h$; temperatura aerului: 50°C; densitatea prafului: 1 200 kg/m^3. Dimensiunea minimă a particulelor de praf care se vor depune în ciclon este de 15 μ. Să se determine şi rezistenţa hidraulică a ciclonului.

11. Să se deducă formula (3-25) pornind de la condiţia că volumul suspensiei este egal cu suma volumelor fazei lichide şi solide.

12. Să se calculeze densitatea unei suspensii apoase conţinînd 10% de masă fază solidă. Densitatea relativă a fazei solide este de 3.

13. Să se determine viteza de sedimentare în apă la 25°C a unor particule alungite de cărbune, cu $\rho = 1\,400$ kg/m^3, şi a unor particule de şist turtite, cu $\rho = 2\,200$ kg/m^3, cu diametrul echivalent de 2 mm.

14. Să se determine diametrul unor particule de sulfură de plumb de formă colţuroasă, care sedimentează în apă la 15°C cu viteza de 0,25 m/s. Densitatea sulfurii de plumb este de 7 500 kg/m^3.

15. Ce cantitate de precipitat umed se adună pe filtru după filtrarea a 10 m^3 suspensie cu densitatea relativă de 1,12, conţinînd 20% fază solidă în greutate? Umiditatea precipitatului este de 25%.

16. După filtrarea unei suspensii apoase cu conţinut de 20% de masă solidă, s-au obţinut 15 m^3 filtrat. Umiditatea precipitatului este de 30%. Să se determine cantitatea de precipitat obţinut, calculat la substanţa uscată.

17. La filtrarea unei suspensii apoase printr-un filtru-presă experimental, cu suprafaţă filtrantă de 900 cm^2, la diverse presiuni, s-au obţinut următoarele rezultate:

Scanned with OKEN Scanner

Presiunea at	Durata de la începutul filtrării min	Volumul de filtrat l
1,75	13,3	1,8
1,75	49,1	3,57
3,5	12,2	1,9
3,5	42,6	3,6
5,3	11,7	2,0
5,3	35,5	3,5
7,0	11,3	2,1
7,0	32,8	3,6

Să se determine constantele ecuației de filtrare K în m²/h și C în m³/m². Pe baza datelor obținute să se construiască curba variației lui K în funcție de presiune.

18. Să se determine durata de filtrare a aceleiași suspensii ca și în problema precedentă, pe un filtru-presă industrial, la diferite presiuni: $1{,}72 \cdot 10^5$; $3{,}43 \cdot 10^5$; $5{,}2 \cdot 10^5$ și $6{,}87 \cdot 10^5$ N/m² (1,75; 3,5; 5,3; și 7,0 at). Numărul ramelor filtrului este de 40. Grosimea stratului de precipitat este de 25 mm. Umiditatea medie a precipitatului este de 40%. Suspensia conține 10% de masă fază solidă, cu densitatea relativă egală cu 3. Dimensiunile ramelor sînt de 0,85 × 0,85 m la perimetrul interior.

De asemenea, să se determine durata de spălare a precipitatului cu 1 m³ apă.

19. Un filtru-presă are 26 de rame, cu dimensiunile de 62 × 62 cm. Grosimea ramelor este de 25 mm. Durata de filtrare pînă la umplerea ramelor este de 2 ore. Spălarea se face cu apă, care circulă în contracurent, în cantitate de 10% din volumul filtratului. Presiunea în timpul filtrării și spălării este constantă și identică. Care este timpul necesar pentru spălare? Precipitatul este omogen și necompresibil; volumul său reprezintă 5% din volumul filtratului. Calculul se face folosind ecuația (3-13) și considerînd $C = 0$.

20. Durata de filtrare a 20 m³ soluție, de un filtru-presă cu rame este de 2,5 ore. Să se găsească durata aproximativă de spălare a precipitatului cu 2 m³ apă, presupunînd că viteza de spălare este de circa 4 ori mai mică decît viteza de filtrare în momentul final. Rezistența pînzei se va neglija. Viscozitatea filtratului și a apei de spălare sînt identice.

21. Cum variază durata de spălare a precipitatului în condițiile problemei anterioare, dacă se consideră că viscozitatea filtratului este de $1{,}5 \cdot 10^{-3}$ N·s/m², iar viscozitatea apei de spălare de $1 \cdot 10^{-3}$ N · s/m²?

22. Să se determine durata teoretică de spălare a unui precipitat într-un filtru-presă, în următoarele condiții: intensitatea de spălare: 6 l/m² min; grosimea precipitatului: 30 mm; concentrația inițială a sării în filtratul apei de spălare: 120 g/l; concentrația finală: 2 g/l. Constanta vitezei de spălare K este, conform datelor experimentale, egală cu 350 cm³/l.

Scanned with OKEN Scanner

23. Să se determine constanta de spălare K în următoarele condiţii: intensitatea de spălare — 10 $l/m^2 \cdot min$; grosimea stratului — 25 mm; concentraţia iniţială a sării în filtratul apei de spălare — 40 g/l; finală — 0,5 g/l; durata de spălare — 1 h 40 min.

24. La filtrarea unei suspensii apoase, conţinînd $CaCO_3$, pe un filtru-presă experimental cu $S = 0{,}1$ m^2, s-au obţinut următoarele date:

filtrat colectat l	la $p = 1$ at, în timp de s	la $p = 2$ at, în timp de s
4,5	181	98
13,5	1 443	788

În ambele cazuri, umiditatea precipitatului este de 32%, iar temperatura apei de 20°C. Să se calculeze cu cît a crescut rezistenţa specifică a precipitatului la mărirea presiunii de la 1 pînă la 2 at.

25. Utilizînd datele din problema 17, să se stabilească grafic variaţia rezistenţei specifice a precipitatului în funcţie de presiune. Conţinutul iniţial al fazei solide în suspensie este de 10%, temperatura de 23°C, umiditatea medie a precipitatului de 40%.

26. Cum variază capacitatea de filtrare a unui filtru dacă:
1) se dublează suprafaţa de filtrare;
2) se dublează presiunea de filtrare, precipitatul fiind omogen şi necompresibil;
3) se dublează concentraţia substanţei solide în suspensia de filtrat;
4) se micşorează de 2 ori viscozitatea filtratului prin ridicarea temperaturii;
5) se dublează durata ciclului complet de lucru al filtrului (adică se măreşte grosimea stratului de precipitat).

27. Să se arate, în mod orientativ, cum influenţează variaţia numărului de rotaţii ale unui filtru cu vid (v. fig. 3-12) asupra capacităţii sale de filtrare (de exemplu mărind numărul de ture cu 50%). Se va folosi ecuaţia (3-13), admiţînd $C = 0$.

28. Să se determine tipul tehnologic şi să se indice construcţia centrifugei pentru separarea p-nitro-anilinei din soluţie, după recristalizare din apă, cunoscînd următoarele date:
1) concentraţia substanţei solide în suspensie — 35%;
2) solvent — apă;
3) precipitatul — cristalin;
4) umiditatea finală cerută — 5%;
5) cristalizarea se face periodic.

29. Se cere să se separe uleiul de bumbac de apele de spălare (soapstock) după purificarea cu alcalii. Să se determine tipul tehnologic de centrifugă şi să se indice construcţia acesteia pe baza următoarelor date:
1) felul amestecului — emulsie;
2) densitatea relativă a uleiului — 0,9;

Scanned with OKEN Scanner

3) densitatea relativă a soluției apoase a sării (adăugată pentru spargerea emulsiei) — 1,05.

30. Să se determine presiunea specifică pe peretele tobei unei centrifuge, dacă grosimea stratului de lichid este de 10 cm, diametrul interior al tobei de 1 m, turația de 500 rot/min. Densitatea lichidului este de 1 100 kg/m³.

31. Să se determine turația unei centrifuge, dacă se cunoaște înălțimea tobei $H = 0{,}5$ m. Presiunea pe pereții tobei trebuie să fie de 5 at. Se încarcă 400 kg suspensie.

32. Să se arate aproximativ, că, dacă rezistența admisibilă la rupere a oțelului este $\sigma_r = 8\,830$ N/cm², adică 900 kgf/cm², viteza periferică a tamburului centrifugei nu trebuie să depășească 60 m/s. Ținînd seama de această condiție, să se determine diametrul maxim admisibil al tobei: *a)* pentru o centrifugă de filtrare care face 1 100 rot/min; *b)* pentru o supercentrifugă tubulară care face 14 000 rot/min.

33. Să se deducă formula cu care se poate calcula viteza de centrifugare a unor particule sferice solide, pornind de la legea lui Stokes. Dimensiunea numărului de turații l/s.

34. De cîte ori mai repede are loc depunerea aceloraşi particule într-o centrifugă față de un decantor, dacă toba centrifugei are $D = 1$ m și $n = 600$ rot/min? Regimul de curgere în ambele cazuri este laminar.

35. Să se determine durata aproximativă de punere în mișcare a unei centrifuge încărcată cu 300 kg sare umedă, neglijînd frecarea axului în lagăre și frecarea între peretele tobei și aer. Diametrul interior al tobei este 1 m, iar masa de 200 kg. Numărul de rotații la regim este de 800 rot/min. Puterea electromotorului este de 6 kW, randamentul total al agregatului fiind 0,8. Înălțimea tobei este de 780 mm. Coeficientul de umplere al tobei are valoarea 0,5.

36. Să se determine puterea electromotorului pentru condițiile problemei precedente (ținînd seama de frecare), dacă perioada de punere în funcțiune se consideră egală cu 2,5 min. Diametrul axului este de 70 mm; lagărele sînt cu bile; grosimea peretelui tamburului este de 10 mm.

37. Să se determine numărul de centrifuge cu funcționare periodică, avînd dimensiunile tobei: $D = 1\,200$ mm și $H = 500$ mm, pentru a filtra 50 t suspensie în 24 de ore. Suspensia conține 40% de masă fază solidă. Densitatea relativă a lichidului — 1,1; densitatea relativă a fazei solide — 1,8. Durata unei operații — 25 min. Numărul orelor de funcționare pe zi se va considera egal cu 20. Coeficientul de umplere a tobei este de 0,5.

38. Cum variază capacitatea de filtrare a unei centrifuge, dacă numărul de rotații se dublează? Precipitatul este omogen și necompresibil. Se neglijează rezistența pînzei de filtrare.

Scanned with OKEN Scanner

39. O centrifugă automată orizontală de sedimentare tip AOG-1 800 trebuie să centrifugheze o suspensie apoasă de carbonat de calciu. Să se determine capacitatea de producţie a centrifugei (cantitatea de suspensie prelucrată), dacă temperatura suspensiei este de 40°C. Dimensiunea celor mai mici particule este de 2 μ. Caracteristicile tehnice ale centrifugei: diametrul tamburului — 1 800 mm; lungimea tamburului — 700 mm; diametrul deschiderii — 1 300 mm; numărul de rotaţii $n = 735$ rot/min; randamentul se va lua egal cu 0,45.

40. De cîte ori este mai mare capacitatea de producţie a unei centrifuge industriale de filtrare de tipul AG decît a unui model de laborator, geometric asemenea? Dimensiunile centrifugei industriale sînt de 3 ori mai mari decît dimensiunile celei de laborator. Se prelucrează aceeaşi suspensie, la aceeaşi turaţie şi cu aceeaşi durată de umplere a tamburului cu precipitat.

41. Să se determine capacitatea de producţie a unei centrifuge de sedimentare NOGŞ-600, care prelucrează o suspensie apoasă de ghips la 50°C. Cele mai mici particule de ghips din suspensie au diametrul de 2 μ. Centrifuga are: diametrul cilindrului la preaplin — 480 mm; lungimea zonei de sedimentare — 350 mm; turaţia tobei $n = 1\,400$ rot/min.

42. Ce diametru vor avea particulele de caolin dintr-o suspensie apoasă pentru a sedimenta, într-o centrifugă NOGŞ-230, la o prelucrare de 3 m³/h, suspensie la 35°C? Caracteristicele tehnice ale centrifugei sînt: diametrul cilindrului la preaplin — 180 mm; lungimea lui — 164 mm; turaţia tamburului $n = 1\,600$ rot/min.

43. Să se determine viteza aerului necesară pentru formarea stratului fluidizat la particule de gel de silicoaluminat granulat în următoarele condiţii: temperatura aerului : 100°C; densitatea (aparentă) a gelului de silicoaluminat $\rho = 968$ kg/m³; diametrul particulelor — 1,2 mm. Care va fi rezistenţa hidraulică, dacă înălţimea stratului fix este de 400 mm?

44. În condiţiile problemei precedente, să se determine porozitatea şi înălţimea stratului fluidizat dacă viteza aerului depăşeşte de 1,7 ori viteza critică.

45. Să se determine diametrul minim al particulelor granulate de cărbune care încep să treacă în starea de fluidizare într-un curent de aer cu viteza de 0,2 m/s. Temperatura este de 180°C.

Să se determine de asemenea şi concentraţia volumică a particulelor dacă viteza creşte la 0,4 m/s.

Densitatea (aparentă) a cărbunelui este de 660 kg/m³.

46. Un vas cu diametrul de 900 mm şi înălţimea de 1 100 mm, prevăzut cu agitator, este umplut la 3/4 cu ulei de cilindru; densitatea — 930 kg/m³; viscozitatea — 18 kg/m.s. Care va fi puterea instalată a electromotorului dacă agitatorul cu elice cu trei palete face 180 rot/min?

47. Pentru a obţine o soluţie diluată dintr-o sare minerală, aceasta se amestecă bine cu apă la 64°C într-un rezervor, cu ajutorul unui agitator cu

Scanned with OKEN Scanner

palete. Ce număr de rotaţii face agitatorul dacă diametrul său este de 0,5 m, iar puterea necesară motorului este de 0,8 kW? Caracteristicile fizice ale soluţiei diluate sînt identice cu cele ale apei.

48. Un agitator cu palete avînd $d_1 = D/3$ este înlocuit cu altul mai mic cu $d_2 = D/4$. Amestecarea se face în ambele cazuri în condiţiile regimului laminar. Cum variază numărul de rotaţii ale agitatorului dacă puterea motorului rămîne aceeaşi?

49. Care trebuie să fie diametrul unui agitator-elice pentru amestecarea intensă a glicerinei tehnice (densitatea—1 200 kg/m³; viscozitatea—1,6N · s/m²) într-un vas cu diametrul de 1 750 mm, dacă la $n = 500$ rot/min consumul de energie este de 17 kW?

EXEMPLU DE CALCUL AL UNEI BATERII DE CICLOANE [3-5]

Într-o baterie de cicloane (fig. 3-17) se purifică de praf 7 800 m³/h gaz cu temperatura de 310° C Densitatea gazului este de 1,3 kg/m³N. Presiunea este de 99 300 N/m² (745 mm Hg).

La intrarea în bateria de cicloane gazul se află la un vid de 294,0 N/m² (30 mm H_2O). Rezistenţa hidraulică a bateriei de cicloane nu trebuie să fie mai mare de 392 N/m² (40 mm H_2O). Densitatea prafului este de 2 450 kg/m³. Conţinutul de praf în gaz este de 32 g/m³N. Praful se aglomerează puţin.

Rezolvare. Caracteristicile cicloanelor dintr-o baterie de cicloane de tipul BŢ cu dispozitive spirale, pentru separarea de praf cu tendinţă mică de aglomerare, cu densitatea de 2 300 kg/m³ la $\frac{\Delta p}{\rho} = 736 \frac{m^2}{s^2}$ $\left(\text{sau } \frac{\Delta p}{\gamma} = 75\text{ m}\right)$, sînt date în tabela 3-6.

Tabela 3—6

Diametrul elementului, mm	Concentraţia maximă a prafului, g/m³N	Gradul de separare a prafului (%) la un diametru al particulelor de			Coeficientul de rezistenţă ξ la înclinarea paletelor de	
		5 μ	10 μ	15 μ	25°	30°
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	15	82	91	96		

Se alege din tabela 3-6 ciclonul cu diametrul de 150 mm, la concentraţia prafului pînă la 35 g/m³.

Se determină densitatea gazului pentru condiţiile de lucru:

$$\rho = 1{,}3 \frac{273\left(745 - \frac{30}{13{,}6}\right)}{(273 + 310)\,760} = 0{,}595 \text{ kg/m}^3.$$

Scanned with OKEN Scanner

Din condiţia impusă, pierderea de presiune nu trebuie să depăşească 392 N/m² (40 mm H_2O).

Raportul $\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{392}{0{,}595} \approx 660$ m²/s² $\left(\text{sau } \frac{\Delta p}{\gamma} = \frac{40}{0{,}595} = 67{,}2 \text{ m}\right)$ se încadrează în limitele 540 — 736 m²/s² (sau 55 — 75 m).

Pentru dispozitivul de direcţie de tipul cu spirală, cu unghiul de înclinare al paletelor faţă de orizontală de 25°, coeficientul de rezistenţă $\xi = 90$.

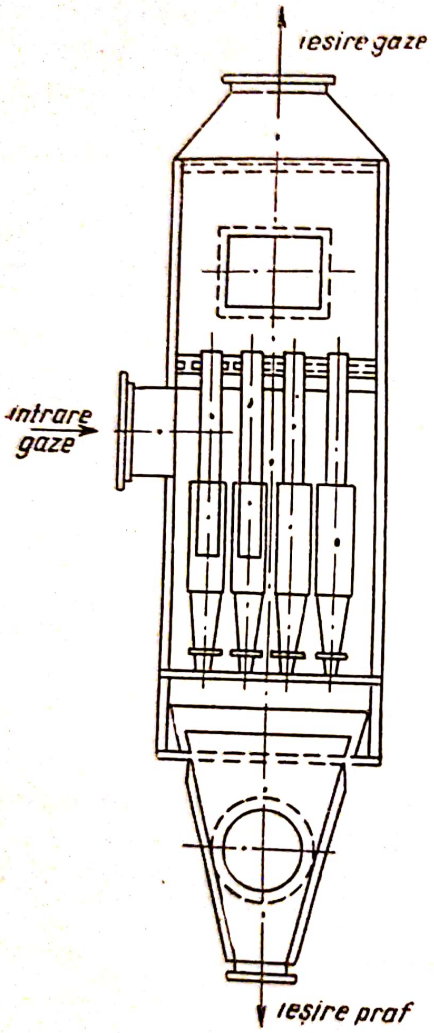


Fig. 3-17. Multiciclon.

Viteza gazului în partea cilindrică a ciclonului w_c se determină din formula (3-12):

$$w_c = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi \rho}} = \sqrt{\frac{392 \cdot 2}{90 \cdot 0{,}595}} = 3{,}84 \text{ m/s};$$

$$w_c = \sqrt{\frac{\Delta p\, 2g}{\xi \gamma}} = \sqrt{\frac{40 \cdot 19{,}6}{0{,}595 \cdot 90}} = 3{,}84 \text{ m/s}.$$

Debitul de gaz printr-un element al bateriei de cicloane este:

$$V_1 = 0{,}785 D^2\, 3\,600 w_c = 0{,}785 \cdot 0{,}150^2 \cdot 3\,600 \cdot 3{,}84 = 244 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Numărul necesar de elemente va fi:

$$n = \frac{7\,800}{244} = 32,$$

care se aşază pe patru rînduri a cîte opt elemente pe fiecare rînd.

EXEMPLU DE CALCUL AL UNUI SPĂLĂTOR DE GAZE CU SPUMĂ PENTRU PURIFICAREA GAZELOR DE PRAF [3-6]

Să se determine dimensiunile principale ale unui spălător de gaz cu spumă, care trebuie să purifice de praf 50 000 m³/h gaz la temperatura de 80°C. Gradul de prăfuire al gazului la intrarea în aparat $c_{in} = 0{,}01$ kg/m³N; gradul de purificare este de 0,99.

Rezolvare. Deoarece viteza gazului în secţiunea totală a aparatului este un factor principal, de care depinde formarea în bune condiţii a spumei, este important ca alegerea vitezei de calcul să se facă corect.

Limita superioară admisă pentru viteza gazului este viteza la care se intensifică brusc antrenarea apei sub formă de picături. După date experimentale, în spălătoarele de gaze care au un strat de spumă cu înălțimea de 30—100 mm, despărțirea gazului în șuvițe care produc distrugerea spumei și antrenarea masivă de picături începe la viteze ale gazului, raportate la secțiunea totală a aparatului (sub grătar), de la 2,7 pînă la 3,5 m/s.

Cu cît stratul de spumă de deasupra grătarului este mai înalt și cu cît secțiunea liberă a grătarului este mai mare, cu atît gazul poate să aibă viteza mai mare, fără a antrena picături. Micșorarea diametrului orificiilor (păstrîndu-se constantă secțiunea liberă a grătarului) permite de asemenea micșorarea antrenării picăturilor. De obicei, limita superioară a vitezei gazului sub grătar se consideră de aproximativ 3 m/s.

Limita inferioară a vitezei gazului în aparatele cu spumă este viteza la care se micșorează foarte mult formarea spumei.

Pentru spălătoarele de gaz cu spumă cu o secțiune liberă a grătarului mare și cu orificii cu diametru mare, limita inferioară este viteza gazului la care cea mai mare parte din lichid trece prin orificii, fapt în urma căruia înălțimea stratului devine foarte mică. În condiții obișnuite, limita inferioară a vitezei de calcul se poate considera egală cu 1 m/s.

Se admite viteza medie a gazului $w = 2{,}3$ m/s. Se determină suprafața secțiunii transversale a aparatului:

$$S = \frac{50\,000}{3\,600 \cdot 2{,}3} = 6 \text{ m}^2.$$

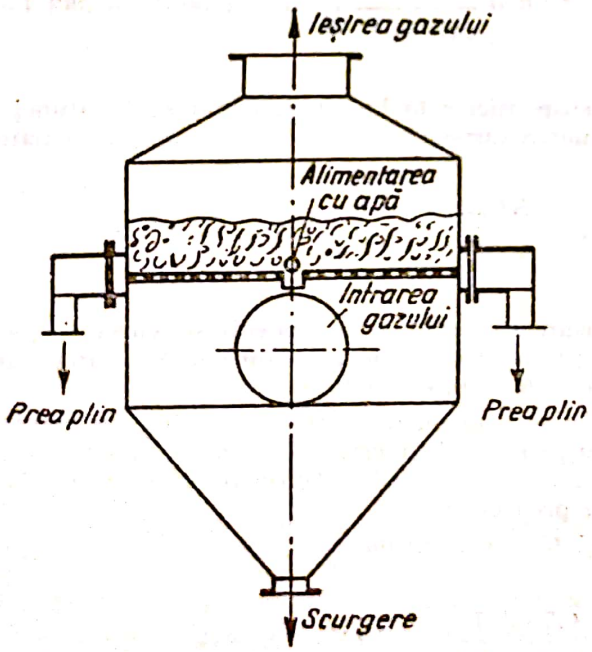


Fig. 3-18. Spălător de gaz cu spumă.

Spălătorul de gaz poate avea o secțiune circulară sau dreptunghiulară. În aparatele cilindrice se realizează o repartiție mai uniformă a curentului de gaz, în timp ce în aparatele cu secțiune dreptunghiulară se obține o repartiție mai bună a lichidului.

Se alege un aparat cu secțiune dreptunghiulară cu dimensiunile de 3 × 2 m, alimentarea apei făcîndu-se central (fig. 3-18).

Scanned with OKEN Scanner

Calculul cantităţii de apă necesare se face în diverse feluri, în funcţie de temperatura gazului care intră. Dacă gazul este rece, factorii hidrodinamici au cea mai mare influenţă asupra debitului de apă, iar dacă gazele sînt calde, debitul de apă este determinat de bilanţul termic.

La purificarea de praf a gazelor cu temperatura sub 100°C, calculul cantităţii de apă introduse se face pornind de la hidrodinamica procesului şi de la bilanţul de materiale al purificării gazului. În condiţii obişnuite, pentru păstrarea unei uniformităţi suficiente de formare a spumei pe întreaga suprafaţă a grătarului, este necesar ca prin orificii să se scurgă maximum 50% din apa introdusă, deoarece o scurgere mai intensă creează o neuniformitate a înălţimii stratului de apă pe grătar.

Debitul apei în spălătorul de gaz se compune din: 1) apă care se scurge W_1 şi 2) apă care merge la preaplinul grătarului W_2.

Evaporarea apei este neînsemnată şi poate fi neglijată.

Cantitatea de apă care trece prin orificiile grătarului se determină în funcţie de greutatea prafului ce se separă şi de compoziţia suspensiei date; apoi se alege grătarul, a cărui secţiune liberă, diametrul şi celelalte date trebuie să fie astfel încît să se asigure scurgerea cantităţii de apă stabilite.

La un grad de purificare dat η, concentraţia prafului în gaz după spălătorul de gaz c_{fin} se determină cu formula:

$$c_{fin} = c_{in}(1 - \eta) = 0{,}01(1 - 0{,}99) = 0{,}0001 \text{ kg/m}^3\text{N}. \star$$

Cantitatea de praf separat:

$$G_{praf} = V_0(c_{in} - c_{fin}) = 50\,000 \frac{273}{273 + 80}(0{,}01 - 0{,}0001) = 383 \text{ kg/h}.$$

Dacă se cunoaşte concentraţia suspensiei c în kg/kg (raportul $s : l$), atunci scurgerea W_1 (volumul de apă necesar pentru formarea suspensiei) se poate determina cu ecuaţia:

$$W_1 = \frac{KG_{praf}}{1\,000\,c}, \qquad [\text{m}^3/\text{h}],$$

în care K este coeficientul de repartizare a prafului între apa care se scurge şi apa care iese prin preaplin, exprimat prin raportul dintre cantitatea de praf antrenată de apa care se scurge şi cantitatea de praf separată; de obicei, $K = 0{,}6 - 0{,}8$.

De regulă, concentraţia suspensiei se găseşte, în limitele raportului în greutate $s : l$, egală cu $(1 : 5) \div (1 : 10)$. Obţinerea unei suspensii mai concentrate decît 1 : 5 poate produce astuparea orificiilor grătarului (mai ales la orificii cu diametre mici). Obţinerea unei suspensii cu $s : l < 1 : 10$ nu este raţională datorită volumelor prea mari.

Se consideră $c = 1 : 8 = 0{,}125$ şi $K = 0{,}7$. Atunci:

$$W_1 = \frac{0{,}7 \cdot 383}{1\,000 \cdot 0{,}125} = 2{,}14 \text{ m}^3/\text{h apă}$$

---

* Concentraţia prafului c_{fin} este raportată la volumul de gaz înaintea aparatului V_0, redus la condiţii normale. Ea se deosebeşte foarte puţin de gradul de prăfuire al gazului (în kg/m³N) după aparat, deoarece cantitatea de gaz după aparat creşte cu 1—2%, datorită evaporării apei în spălătorul de gaz.

Scanned with OKEN Scanner

pe tot grătarul, sau:

$$\frac{2,14}{6} = 0,36 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

pe 1 m^2 grătar.

Datorită dificultății de a determina parametrii grătarului atunci cînd se cunoaște cantitatea de apă scursă și ținînd seama și de evaporarea parțială a apei după trecerea ei prin grătar, se ia un coeficient de siguranță de ~ 1,5, adică se consideră $W_1 = 1,5 \cdot 2,14 \approx 3,3$ m^3/h sau 0,55 $m^3/m^2 \cdot h$.

Cantitatea de apă care se scurge prin preaplin se determină cu formula:

$$W_2 = ib,$$

în care:

i este intensitatea curentului în preaplinul grătarului, în $m^3/m \cdot h$;

b — lățimea grătarului înaintea preaplinului, egală cu lungimea pragului de preaplin, în m.

Admițînd că $i = 1$ $m^3/m \cdot h$, pentru tipul de aparat ales (preaplin pe ambele părți), se determină:

$$W_2 = 1 \cdot 2 \cdot 2 = 4 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Debitul total de apă va fi:

$$W = 3,3 + 4 = 7,3 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Debitul specific de apă va fi:

$$\frac{7\,300}{50\,000} = 0,146 \text{ l la 1 m}^3 \text{ gaz}.$$

Cantitatea de apă scursă W_1 față de debitul total de apă W reprezintă:

$$\frac{3,3}{7,3} 100 = 45\%,$$

ceea ce este admisibil (W trebuie să fie $\geqslant 2\ W_1$).

Caracteristicile principale ale grătarului (diametrul și pasul găurilor) se aleg pornind de la cantitatea de lichid care trebuie să se scurgă.

S-a stabilit că scurgerea apei crește o dată cu creșterea diametrului găurilor d_0 ale stratului inițial * de lichid pe grătar.

Scurgerea apei crește, de asemenea, la scăderea vitezei gazului în orificii sub 4—6 m/s (în funcție de d_0) și scade brusc la creșterea vitezei gazului peste 13—15 m/s, ceea ce poate produce înfundarea grătarului cu praf. În afară de aceasta, creșterea vitezei gazului în orificii, în cazul unui strat mic de apă (spumă) pe grătar, caracteristic pentru spălătorul de gaz, duce la desfacerea gazului în șuvițe și la formarea intensă a picăturilor.

Pentru asigurarea funcționării normale a spălătorului de gaz, viteza gazului w_0 în grătare cu orificii mari trebuie să fie în limitele 8—13 m/s, iar pentru grătare cu orificii mai mici, între 7 și 10 m/s, în funcție de gradul inițial de prăfuire al gazului, de variațiile posibile ale debitului de gaz și de alte condiții.

Ținînd seama de concentrația apreciabilă a prafului în gaze (10 g/m^3N) și de ușurința relativ mare de confecționare a grătarelor cu orificii mari (orificii mai puține și găurire mai ușoară), se prevede un grătar cu orificii mari, pentru care se recomandă o viteză de calcul a gazelor de la 8—13 m/s. Considerînd că variația debitului de gaz în aparat va avea loc mai ales în sensul micșorării debitului (condiții normale), se alege o viteză a gazului $w_0 = 12$ m/s.

---

* Se numește strat inițial înălțimea stratului de lichid netransformat în spumă, care va servi la formarea unui strat de spumă cu înălțimea dată.

Scanned with OKEN Scanner

În acest caz, raportul dintre suprafaţa secţiunii libere a grătarului S_0 şi secţiunea aparatului S va fi:

$$\frac{S_0}{S} = \frac{w}{w_0 z} = \frac{2{,}3}{12 \cdot 0{,}95} = 0{,}2,$$

în care $z = 0{,}95$ reprezintă un coeficient care ţine seama de faptul că 5% din suprafaţa secţiunii libere este ocupată de suporturile grătarului, de pragurile de preaplin, etc.

La distribuirea orificiilor pe grătar după un hexagon cu pasul t (fig. 3-19), suprafaţa marcată cu linie plină va fi:

$$S = tx = t\,2\sqrt{t^2 - \frac{t^2}{4}} = 1{,}73\,t^2.$$

Pe această suprafaţă se pot plasa două orificii cu diametrul d_0, a căror suprafaţă este:

$$S_0 = 2 \cdot 0{,}785\ d_0^2 = 1{,}57\ d_0^2.$$

După cum s-a stabilit mai sus, raportul $\frac{S_0}{S}$ trebuie să fie egal cu 0,2, adică:

$$\frac{1{,}57\ d_0^2}{1{,}73\ t^2} = 0{,}2,$$

de unde:

$$t = \sqrt{\frac{1{,}57\ d_0^2}{1{,}73 \cdot 0{,}2.}}.$$

La un diametru al orificiilor $d_0 = 5$ mm rezultă:

$$t = \sqrt{\frac{0{,}91 \cdot 25}{0{,}2}} = 10{,}7 \approx 11 \text{ mm}.$$

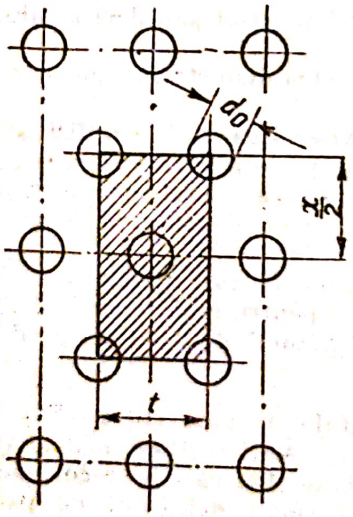


Fig. 3-19. Distribuirea orificiilor pe grătar.

Înălţimea pragului preaplinului pe grătar se stabileşte din calculul realizării unui strat de spumă înaintea preaplinului cu înălţimea de 60—100 mm (în funcţie de gradul de purificare).

Înălţimea stratului de spumă pe grătar H se determină cu formula:

$$H = v_0 h_0 \qquad [\text{mm}],$$

în care:

v_0 este volumul specific relativ al spumei;
h_0 — înălțimea stratului inițial de apă, în mm.

În condițiile obișnuite de funcționare a spălătoarelor de gaz cu spumă, pentru valorile lui h_0 de la 10 pînă la 30 mm, valoarea lui v_0 se apreciază în funcție de viteza gazului w, ținînd seama de următoarele date experimentale medii:

w, m/s	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0
v_0	3,5	4,5	5,5	6,2	7,1.

Înălțimea stratului inițial de lichid pe grătar h_0 este legată de intensitatea curentului la ieșirea din preaplin i și de înălțimea pragului h_p, prin relația empirică:

$$h_0 = \varphi \sqrt[3]{i^2} + \psi h_p,$$

în care:

φ este un coeficient care caracterizează scurgerea apei din preaplin; pentru calculele industriale se poate lua cu suficientă exactitate $\varphi = 3$;
ψ — gradul de acces al lichidului la prag, care poate varia în mare măsură în funcție de condițiile de formare a spumei; pentru condiții apropiate de condițiile de lucru ale spălătorului de gaz, $\psi = 0{,}4$.

Astfel, înălțimea pragului se poate calcula cu formula:

$$h_p = 2{,}5\ h_0 = 7{,}5 \sqrt[3]{i^2}.$$

În cazul problemei: $w = 2{,}3$ m/s, $i = 1$ m³/m.h.
Se consideră înălțimea stratului de spumă $H = 70$ mm.
În acest caz, înălțimea stratului inițial de apă este:

$$h_0 = \frac{H}{v_0} = \frac{70}{5{,}9} = 11{,}8 \text{ mm},$$

iar înălțimea pragului este:

$$h_p = 2{,}5 \cdot 11{,}8 - 7{,}5 \sqrt[3]{1^2} = 22{,}1 \text{ mm}.$$

Pentru a asigura funcționarea aparatului la variații de regim, se admite o înălțime a pragului de 30 mm.

Înălțimea totală a spălătorului de gaz se compune din înălțimea diferitelor părți, și anume: partea de deasupra grătarului h_1, partea de sub grătar h_2 și buncărul h_b. Aceste înălțimi se determină constructiv: h_1 — în funcție de formarea picăturilor și de dimensiunile separatorului de picături; h_2 — în funcție de construcția conductei de alimentare cu gaz; h_b — în funcție de proprietățile suspensiei.

EXEMPLU DE CALCUL AL UNUI FILTRU DE VID CU TAMBUR

Să se calculeze un filtru de vid cu tambur (v. fig. 3-12) cu o capacitate de prelucrare de 2,8 t/24 ore de precipitat uscat de hidroxid de nichel pentru următoarele date:

1) vid de $53{,}3 \cdot 10^3$ N/m² (400 mm Hg);
2) rezistența specifică medie a precipitatului $r = 43{,}21 \cdot 10^{10}$ m/kg precipitat uscat;

Scanned with OKEN Scanner

3) rezistenţa specifică a pînzei de filtrare $r_p = 11{,}43 \cdot 10^{10}$ m/m²;
4) masa de substanţă solidă care se depune pe filtru la 1 m³ filtrat, $c = 207{,}5$ kg/m³;
5) grosimea stratului de precipitat admisă — 5 mm (la precipitatele amorfe; la cele cristaline, grosimea stratului este de 15—20 mm);
6) volumul precipitatului umed obţinut la trecerea prin filtru a 1 m³ filtrat — 0,686 m³/m³;
7) densitatea precipitatului umed — 1 220 kg/m³ (la umiditatea de 75,2%); densitatea filtratului — 1 110 kg/m³;
8) numărul total de celule de filtrare $z = 24$ (prin analogie cu filtrele cu tambur folosite);
9) viscozitatea filtratului la temperatura de 50°C, $\eta = 1{,}51 \cdot 10^{-3}$ N·s/m²;
10) durata de uscare a precipitatului pe filtru $\tau_u = 1{,}5$ min;
11) concentraţia suspensiei iniţiale — 10,67%.

Rezolvare.

Calculul unui filtru de vid se reduce la determinarea suprafeţei de filtrare şi la alegerea filtrului din catalog.

Suprafaţa de filtrare se poate determina cu expresia:

$$S = \frac{V_{tot}}{V'} \qquad [\text{m}^2],$$

în care:

V_{tot} este debitul de filtrat al filtrului, în m³/h;
V' — debitul de filtrat obţinut pe 1 m² de suprafaţă de filtrare, egal cu vn m³/m².h;
v — debitul de filtrat pe 1 m² şi o rotaţie, în m³/m²;
n — numărul de rotaţii ale filtrului, în rot/h.

Se determină debitul de filtrat al filtrului.

Capacitatea de prelucrare a filtrului în precipitat uscat trebuie să fie de 2,8 t/24 ore, respectiv de 117 kg/h, sau în precipitat umed (umiditatea 75,2%) $\frac{117 \cdot 100}{24{,}8} = 472$ kg/h.

Cantitatea de suspensie care intră la filtrare, cu concentraţia de 10,67%, reprezintă $\frac{117 \cdot 100}{10{,}67} = 1\,096$ kg/h. Atunci, cantitatea de filtrat care iese este de 1 096 — 472 = = 624 kg/h sau, la densitatea filtratului de 1 110 kg/m³, $\frac{624}{1110} = 0{,}56$ m³/h, adică 13,4 m³/24 ore.

Prin urmare, $V_{tot} = 0{,}56$ m³/h.

Pentru determinarea lui V' trebuie să se afle debitul filtrului pe 1 m² la o rotaţie, adică în timpul τ de trecere a zonei de filtrare, şi numărul de rotaţii pe oră ale filtrului.

Se ştie că volumul precipitatului umed, care se depune pe filtru la trecerea a 1 m³ filtrat este egal cu 0,686 m³/m³. La grosimea admisă a stratului de precipitat de 5 mm, suprafaţa necesară pentru zona de filtrare la 1 m³ filtrat este de $\frac{0{,}686}{0{,}005} = 137{,}5$ m²/m³.

Desigur, prin suprafaţa zonei de filtrare de 1 m² trece volumul de filtrat:

$$V = \frac{1}{137{,}5} = 0{,}00728 \text{ m}^3/\text{m}^2.$$

Pentru determinarea numărului de rotaţii ale filtrului trebuie să se cunoască durata de filtrare τ (durata în care se formează stratul de precipitat cu grosimea de 5 mm). Pentru aceasta se foloseşte ecuaţia fundamentală a filtrării (3-13):

$$V^2 + 2VC = K\tau,$$

în care $V = 7{,}28 \cdot 10^{-3}$ m³/m².

Scanned with OKEN Scanner

Constanta K se determină din ecuația (3-15):

$$K = \frac{2\Delta p}{\eta c r} = \frac{2 \cdot 53\,300}{1{,}51 \cdot 10^{-3} \cdot 207{,}5 \cdot 43{,}21 \cdot 10^{10}} = 0{,}79 \cdot 10^{-6}\ \text{m}^2/\text{s},$$

în care:

$\Delta p = 53\,300\ \text{N/m}^2 = 400\ \text{mm Hg}$;
$\eta = 1{,}51 \cdot 10^{-3}\ \text{N.s/m}^2$;
$c = 207{,}5\ \text{kg/m}^3$; $r = 43{,}21 \cdot 10^{10}\ \text{m/kg}$.

Constanta C se determină din ecuația (3-19):

$$C = \frac{r_p}{rc} = \frac{11{,}43 \cdot 10^{10}}{43{,}21 \cdot 10^{10} \cdot 207{,}5} = 1{,}28 \cdot 10^{-3}\ \text{m}^3/\text{m}^2.$$

Atunci:

$$\tau = \frac{7{,}28^2 \cdot 10^{-6} + 2 \cdot 7{,}28 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}28 \cdot 10^{-3}}{0{,}79 \cdot 10^{-6}} = 91\ \text{s} = 1{,}52\ \text{min}.$$

Pentru determinarea numărului de rotații ale tamburului este necesar să se afle viteza unghiulară de rotație a filtrului, cu formula:

$$\omega = \frac{360 - \varphi'}{\tau - \tau_u},$$

în care:

$\tau = 1{,}52$ min este durata de filtrare;
$\tau_u = 1{,}5$ min — durata uscării precipitatului;
φ' — unghiul cuprins între zona de îndepărtare a precipitatului și zona moartă (inactivă); se admite egal cu 1,23 rad sau 70° (pe baza datelor practice).

Atunci:

$$\omega = \frac{2\pi - 1{,}23}{3{,}02} = 1{,}67\ \text{rad/min},$$

sau:

$$\omega = \frac{360 - 70}{3{,}02} = 96{,}2\ \text{grad/min}.$$

Durata totală a ciclului de lucru sau durata unui ciclu de lucru al tobei este:

$$\tau_{rot} = \frac{2}{1{,}67} = \frac{360}{96{,}2} \approx 3{,}8\ \text{min}.$$

Numărul de rotații pe oră ale filtrului este:

$$n = \frac{60}{3{,}8} = 15{,}8.$$

Durata de uscare, de îndepărtare a precipitatului și de trecere în zonele moarte este.

$$\tau_{usc} = 3{,}8 - 1{,}52 = 2{,}28\ \text{min}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Numărul de celule care se află în acelaşi timp în zona de uscare, de îndepărtare a precipitatului şi în zonele moarte este:

$$z = \frac{2{,}28 \cdot 24}{3{,}8} \approx 14.$$

În zona de filtrare se află 10 celule (24-14).

Suprafaţa necesară a filtrului este:

$$S = \frac{V_{tot}}{vn} = \frac{0{,}56}{0{,}00728 \cdot 15{,}8} = 4{,}86 \text{ m}^2.$$

Se alege un filtru de vid cu suprafaţa de filtrare egală cu 5 m².

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul IV

TRANSMITEREA CĂLDURII ÎN APARATURA CHIMICĂ

FORMULE GENERALE DE CALCUL

1. Pentru calculul coeficienților de conductivitate termică a lichidelor se pot folosi formulele:

$$\lambda = A_1 c \rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} \qquad \left[\frac{W}{m \cdot grd}\right], \tag{4-1}$$

$$\lambda = A_2 c \gamma \sqrt[3]{\frac{\gamma}{M}} \qquad [kcal/m \cdot h \cdot grd]. \tag{4-1 a}$$

În formula (4-1):

c este căldura specifică a lichidului în J/kg · grd;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³;
M — masa molară;
A_1 — un coeficient care depinde de gradul de asociere a lichidului: pentru lichide asociate $A_1 = 3{,}58 \cdot 10^{-8}$; pentru lichide neasociate $A_1 = 4{,}22 \cdot 10^{-8}$;
λ — coeficientul de conductivitate termică, în W/m · grd.

În formula (4-1 a):

c este căldura specifică a lichidului, în $\frac{kcal}{kgf.grd}$ $\left(1 \frac{kcal}{kgf.grd} = 4\,190 \frac{J}{kg.grd}\right)$;
γ — greutatea specifică a lichidului, în kgf/m³;
A_2 — coeficient cu valoarea $A_2 = 1{,}29 \cdot 10^{-4}$ pentru lichidele asociate și $A_2 = 1{,}52 \cdot 10^{-4}$ pentru lichidele neasociate;
λ — coeficientul de conductivitate termică, în $\frac{kcal}{m.h.grd}$ $\left(1 \frac{kcal}{m.h.grd} = 1{,}16 \frac{W}{m.grd}\right)$.

Scanned with OKEN Scanner

2. Coeficientul de conductivitate termică a gazelor la presiuni mici se poate calcula cu formulele:

$$\lambda = Bc_v\eta \qquad [\text{W/m} \cdot \text{grd}], \tag{4-2}$$

$$\lambda = Bc_v\eta g\, 3600 \qquad [\text{kcal/m·h·grd}]. \tag{4-2 a}$$

În formula (4-2):

c_v este căldura specifică a gazului la volum constant, în J/kg · grd;
η — viscozitatea dinamică a gazului, în N · s/m²;

$B = \frac{9K - 5}{4}$;

$K = \frac{c_p}{c_v}$ — indicele adiabatic.

Deoarece pentru gazele cu un anumit număr de atomi raportul $\frac{c_p}{c_v}$ este o mărime aproximativ constantă, rezultă că B are următoarele valori: pentru gazele monoatomice $B = 2{,}5$; pentru gazele biatomice $B = 1{,}9$; pentru gazele triatomice $B = 1{,}72$.

Pentru amestecuri de gaze coeficientul real de conductivitate termică se poate determina numai pe cale experimentală, pentru că nu se aplică la gaze legea aditivității pentru λ.

În formula (4-2a):

c_v este căldura specifică a gazului la volum constant, în kcal/kgf·grd;
η — viscozitatea gazului, în kgf.s/m²;
g = 9,81 m/s²;
B — v. formula (4-2).

3. Ecuația transmiterii căldurii prin conductivitate în regim staționar printr-un perete plan format dintr-un singur strat este:

$$q = \frac{Q}{A} = \frac{(t_1 - t_2)}{r} = \frac{\lambda}{\delta}(t_1 - t_2), \tag{4-3}$$

în care t_1 și t_2 sînt temperaturile suprafețelor peretelui.

Restul mărimilor v. tabela 4-1.

4. Ecuația transmiterii de căldură prin conductivitate în regim staționar printr-un perete plan format din mai multe straturi este:

$$Q = \frac{(t_1 - t_2)\,A}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \cdots}, \tag{4-4}$$

în care t_1 și t_2 sînt temperaturile pe suprafața exterioară și interioară (sau invers) a peretelui format din mai multe straturi, în °C.

5. Pentru un perete cilindric format dintr-un singur strat:

$$\delta = \frac{d_2 - d_1}{2},$$

în care δ este grosimea peretelui.

Scanned with OKEN Scanner

Suprafața medie este:

$$A_m = \pi L\, d_m = \frac{\pi(d_2 - d_1)\, L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}. \qquad (4\text{-}5)$$

Ecuația transmiterii căldurii prin conductivitate în regim staționar, printr-un perete cilindric este:

$$Q = \frac{2\pi\lambda L(t_1 - t_2)}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \qquad (4\text{-}6)$$

în care:

L este lungimea cilindrului, în m;
d_1 — diametrul interior al cilindrului, în m;
d_2 — diametrul exterior al cilindrului, în m.

Dacă raportul $\frac{d_2}{d_1}$ este mai mic decît 2, în locul formulei (4-5), pentru suprafața medie se poate lua cu suficientă exactitate suprafața unui perete cilindric, format dintr-un singur strat a cărei valoare este:

$$A_m = \frac{\pi(d_1 + d_2)\, L}{2} \qquad [\text{m}^2]. \qquad (4\text{-}7)$$

Pentru pereți cilindrici formați din mai multe straturi rezultă:

$$Q = \frac{2\pi L\,(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda_1}\ln\frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2}\frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3}\ln\frac{d_4}{d_3}}. \qquad (4\text{-}8)$$

Aici d_1, d_2, d_3 și d_4 sînt diametrele interioare și exterioare ale fiecărui strat cilindric.

6. Ecuația transmiterii căldurii* pentru un perete plan sau cilindric a cărui grosime este mică în raport cu diametrul este:

$$Q = KA\,\Delta t_m. \qquad (4\text{-}9)$$

Notații — v. tabela 4-1.

Încărcarea termică specifică este dată de:

$$q = \frac{Q}{A} = K\Delta t_m. \qquad (4\text{-}10)$$

Notații — v. tabela 4-1.

7. Coeficientul total de transmitere a căldurii K din ecuațiile (4-9) și (4-10) este:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma\frac{\delta}{\lambda} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_2}}. \qquad (4\text{-}11)$$

* Ecuația transmiterii de căldură se numește de obicei ecuația Newton-Fourier.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru țevi (pereți cilindrici) coeficientul de transmitere a căldurii se raportează adesea la un metru liniar de țeavă.

În acest caz:

$$K_L = \frac{3{,}14}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \Sigma \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_e}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} + \Sigma \frac{r_p}{d_p}}, \qquad (4\text{-}12)$$

iar în locul ecuației (4-9) se utilizează formula:

$$Q = K_L L \, \Delta t_m. \qquad (4\text{-}13)$$

Notă. La valori $\frac{d_i}{d_e} > 0{,}5$ calculul transmiterii căldurii pentru pereți cilindrici se face cu formula pentru perete plan [la $d_m = 0{,}5\,(d_i + d_e)$]; eroarea nu depășește 4%.

În formulele (4-3) — (4-13) dimensiunea mărimilor se determină din tabela 4-1.

Tabela 4-1

Notarea și numirea mărimilor	Dimensiunea în sistemul SI	Dimensiunea în sistemul MKfS și fără sistem
Q — cantitatea de căldură trecută de la fluidul cald la cel rece în unitatea de timp	W	kcal/h
A — suprafața de transmitere a căldurii	m^2	m^2
q — încărcarea termică	$\frac{W}{m^2}$	$\frac{kcal}{m^2.h}$
Δt_m — diferența medie de temperatură	grd	grd
t — temperatura fluidului sau a suprafeței peretelui	grd	grd
K — coeficientul total de transmitere a căldurii	$\frac{W}{m^2.grd}$	$\frac{kcal}{m^2.h.grd}$
K_L — coeficientul total de transmitere a căldurii, raportat la 1 m lungime de conductă	$\frac{W}{m.grd}$	$\frac{kcal}{m.h.grd}$
α — coeficientul parțial de transmitere a căldurii	$\frac{W}{m^2.grd}$	$\frac{kcal}{m^2.h.grd}$
r_p — rezistența termică a depunerilor	$\frac{m^2.grd}{W}$	$\frac{m^2.h.grd}{kcal}$
$r = \frac{\delta}{\lambda}$ — rezistența termică a peretelui	$\frac{m^2.grd}{W}$	$\frac{m^2.h.grd}{kcal}$
$\frac{1}{r} = \frac{\lambda}{\delta}$ — conductivitatea termică a peretelui	$\frac{W}{m^2.grd}$	$\frac{kcal}{m^2.h.grd}$
λ — coeficientul de conductivitate termică a peretelui	$\frac{W}{m.grd}$	$\frac{kcal}{m.h.grd}$
δ — grosimea peretelui	m	m
L — lungimea cilindrului	m	m
d_e — diametrul exterior al cilindrului	m	m
d_i — diametrul interior al cilindrului	m	m

Scanned with OKEN Scanner

8. Temperaturile ambelor fețe ale peretelui prin care se schimbă căldura și temperaturile dintre straturi se determină prin sistemul de ecuații:

$$q = K\Delta t_m = \alpha_1 \Delta t_1 = \frac{\Delta t_2 \lambda_1}{\delta_1} = \frac{\Delta t_3 \lambda_2}{\delta_2} = \frac{\Delta t_4}{r_p} = \ldots \alpha_2 \Delta t_n, \qquad (4\text{-}14)$$

în care Δt_1, Δt_2...., Δt_n sînt căderile de temperatură la trecerea căldurii de la fluidul cald la perete (α_1) prin straturile peretelui, de grosime δ_1, δ_2, și prin piatră sau depuneri (r_p) la fluidul rece (α_2).

Restul notațiilor v. tabela 4-1.

9. Calculul încărcării pereților cu depuneri sau produse de coroziune se poate face, dacă se admit valori aproximative pentru conductivitatea termică a depunerilor $\frac{1}{r_p}$, în funcție de natura fluidului sau de felul depunerii.

Valorile lui $\frac{1}{r_p}$ sînt date în tabela XXXI.

Dacă suprafețele se curăță rar de depuneri sau la coroziuni avansate, valorile conductivității termice a depunerilor pe pereți $\frac{1}{r_p}$ pot scădea pînă la 500 W/m². grd și mai jos.

10. Diferența medie de temperatură Δt_m din ecuațiile (4-9) și (4-10) se determină în felul următor:

a) Pentru contracurent și curent paralel:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \qquad (4\text{-}15)$$

în care Δt_1 și Δt_2 sînt diferențele de temperatură la capetele schimbătorului de căldură.

Dacă raportul dintre diferența mai mare de temperatură Δt_1 și diferența mai mică de temperatură Δt_2 nu depășește valoarea 2, adică dacă:

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} < 2,$$

în locul ecuației (4-15) se poate utiliza cu suficientă exactitate ecuația aproximativă:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}, \qquad (4\text{-}16)$$

adică diferența medie de temperatură în schimbătorul de căldură se poate calcula ca medie aritmetică.

Scanned with OKEN Scanner

Din ecuația (4-15) rezultă: dacă $\Delta t_1 = 0$ sau $\Delta t_2 = 0$, atunci și $\Delta t_m = 0$.

Formulele (4-15) și (4-16) se folosesc în condiția că în schimbătorul de căldură, valoarea coeficientului de transmitere a căldurii K și produsul dintre debitul de masă și căldura specifică pentru fiecare din fluide, rămîn constante pe toată suprafața de schimb de căldură. Dacă în schimbătorul de căldură se petrec două procese succesive, calitativ diferite, de exemplu răcirea vaporilor supraîncălziți și apoi condensarea lor, atunci calculul lui Δt_m urmează să se facă separat pentru zona de condensare.

b) Pentru curent mixt (schimbătoare de căldură cu mai multe treceri) și pentru curent încrucișat:

$$\Delta t_m = f \Delta t_c, \tag{4-17}$$

în care f este un coeficient de corecție al diferenței medii de temperatură Δt_c, calculată pentru contracurent.

Valoarea coeficientului f se scoate din grafice speciale [0-24, 4,1]. Exemple de astfel de grafice sînt date în figura VIII.

Pe abscisă se găsește mărimea P, egală cu:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{\text{încălzirea purtătorului de căldură rece}}{\text{diferența temperaturilor inițiale}}.$$

Pe ordonată se găsește mărimea f.

Parametrul R este egal cu:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{\text{răcirea purtătorului de căldură cald}}{\text{încălzirea purtătorului de căldură rece}}.$$

În toate cazurile, la curentul mixt Δt_m este mai mic decît la contracurent și mai mare decît la echicurent.

11. În cazul cînd de-a lungul suprafeței de schimb de căldură valoarea coeficientului total de transmisie K variază foarte mult sau dacă variază așa-numitul echivalent în apă (produsul dintre debitul masic al purtătorului de căldură și căldura lui specifică Mc), nu mai este permisă utilizarea diferenței medii logaritmice a temperaturilor [ecuația (4-15)].

În aceste cazuri, ecuația generală diferențială a transmiterii căldurii:

$$dA = -\frac{Mc\,dT}{K(T - t)}, \tag{4-18}$$

$$A = -\int_{T_1}^{T_2} \frac{Mc\,dT}{K(T - t)}$$

se rezolvă prin metoda integrării grafice (v. exemplul 24).

Scanned with OKEN Scanner

12. Determinarea temperaturilor medii ale fluidelor. În calculele tehnice de obicei se face media temperaturii fiecărui fluid (lichid sau gaz) pe toată lungimea conductei.

În cazul general, media se calculează în modul următor:

a) La determinarea coeficienților parțiali de transmitere a căldurii printr-un calcul aproximativ se află temperatura medie aritmetică a acelui fluid a cărui variație absolută de temperatură este cea mai mică.

Astfel, dacă:

$$(t_{1i} - t_{1f}) < (t_{2f} - t_{2i}),$$

atunci

$$t_{m1} = 0{,}5\,(t_{1i} + t_{1f}). \tag{4-19}$$

Temperatura medie t_{m2} a celuilalt fluid se determină cu formula:

$$t_{m2} = t_{m1} \pm \Delta t_m. \tag{4-20}$$

Aici Δt_m, diferența medie de temperatură între fluide, se determină cu formulele (4-15) și (4-16).

Dacă temperatura unui fluid rămîne constantă (de exemplu la condensarea vaporilor), atunci se admite:

$$t_{m1} = t_{cond} \text{ și } t_{m2} = t_{cond} - \Delta t_m.$$

b) Dacă se dă temperatura suprafeței peretelui în contact cu fluidul și trebuie să se afle temperatura medie a fluidului, atunci, la variație mică a temperaturii fluidului, este admis să se determine temperatura medie a fluidului cu formula:

$$t_m = 0{,}5\ (t_i + t_f).$$

În cazul general, temperatura medie a fluidului se determină cu formula:

$$t_m = t_p \pm \Delta t_m, \tag{4-20 a}$$

în care Δt_m este diferența medie a temperaturii peretelui și fluidului, determinată cu formula (4-15).

Notă. Imprecizia mică în calculul determinării temperaturilor (temperaturii medii a fluidului) nu influențează esențial asupra mărimii coeficientului parțial de transmitere a căldurii — v. exemplul 13, pag. 253.

Scanned with OKEN Scanner

TRANSMITEREA CĂLDURII PRIN CONVECŢIE

În cele ce urmează se dau criteriile principale [formulele (4-21)—(4-26)] şi formulele de calcul pentru determinarea coeficienţilor parţiali de transmitere a căldurii α, folosite în cazurile cele mai importante de transmitere a căldurii prin convecţie în aparatura chimică.

I. Transmiterea căldurii fără schimbarea stării de agregare:
1) la curgerea forţată;
2) la curgerea liberă.

II. Transmiterea căldurii însoţită de schimbarea stării de agregare:
1) la condensarea vaporilor;
2) la fierberea lichidelor.

13. Criteriile principale de similitudine, care intră în formulele transmiterii căldurii prin convecţie:

— criteriul de transmitere a căldurii prin convecţie al lui Nusselt:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}, \tag{4-21}$$

care caracterizează intensitatea schimbului de căldură între fluid şi perete;

— criteriul Prandtl, care caracterizează proprietăţile fizice ale fluidului:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{c_p \eta}{\lambda}; \tag{4-22}$$

în sistemul MKfS:

$$Pr = \frac{3600\, c_p \eta g}{\lambda}; \tag{4-22 a}$$

— criteriul pentru transformarea de fază:

$$K = \frac{r}{c\Delta t}, \tag{4-23}$$

care este o măsură a raportului dintre cantitatea de căldură necesară pentru transformarea de fază şi căldura pentru răcirea (sau încălzirea) unei faze;

— criteriul Reynolds:

$$Re = \frac{wl}{\nu} = \frac{wl\gamma}{\eta g} = \frac{wl\rho}{\eta}, \tag{4-24}$$

care caracterizează raportul dintre forţele de inerţie şi frecarea din fluid;

— criteriul Galileu:

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{gl^3}{\nu^2} = \frac{l^3\gamma^2}{\eta^2 g} = \frac{gl^3\rho^2}{\eta^2}, \qquad (4\text{-}25)$$

care caracterizează raportul dintre forțele de gravitație și frecarea din fluid;

— criteriul Grashof:

$$Gr = Ga\beta\Delta t = \frac{gl^3}{\nu^2}\beta\Delta t = \frac{l^3\gamma^2}{\eta^2 g}\beta\Delta t = \frac{gl^3\rho^2}{\eta^2}\beta\Delta t, \qquad (4\text{-}26)$$

care caracterizează raportul dintre forțele de frecare și forța ascensională, cauzată de o diferență de densitate în diferite puncte ale fluidului, în curgerea neizotermă.

Dimensiunile mărimilor, care intră în formulele (4-21)—(4-26), sînt date în tabela 4-2.

Tabela 4-2

Numirea mărimilor	Dimensiunea, în sistemul	
	SI	MKfS sau fără sistem
α — coeficientul parțial de transmitere a căldurii	W/m².grd	kcal/m².h.grd
β — coeficientul de dilatare volumică	1/grd	1/grd
γ — greutatea specifică	N/m³	kgf/m³
ρ — densitatea	kg/m³	$\frac{kgf.s^2}{m^4}$
λ — coeficientul de conductivitate termică	W/m.grd	kcal/m.h.grd
Δt — în criteriul *K*—diferența între temperatura de saturație și a suprafeței peretelui; în criteriul *Gr*—diferența între temperatura suprafeței peretelui și a fluidului (sau invers)	grd	grd
η — viscozitatea dinamică	N.s/m²	kgf.s/m²
ν — viscozitatea cinematică	m²/s	m²/s
a — coeficientul de difuzivitate termică	m²/s	m²/s
c_p — căldura specifică, la presiune constantă	J/kg.grd	kcal/kgf.grd
g — accelerația căderii libere	m/s²	m/s²
r — căldura latentă de condensare	J/kg	kcal/kgf
l — dimensiunea geometrică determinantă; în fiecare caz de schimb de căldură se indică dimensiunea geometrică determinantă	m	m
w — viteza medie a fluidului	m/s	m/s

Parametrii fizici, care intră în formulele (4-21)—(4-26), se iau din tabele la așa-numita temperatură determinantă, care se indică pentru fiecare caz de schimb de căldură, din care cauză se deosebesc următoarele temperaturi:

t_p — temperatura medie a peretelui;
t_f — temperatura medie a fluidului; v. formulele (4-19) și (4-20);
$t_m = 0{,}5\ (t_f + t_p)$ — temperatura filmului.

TRANSMITEREA CĂLDURII FĂRĂ SCHIMBAREA STĂRII DE AGREGARE

Curgerea forțată

14. Transmiterea căldurii la curgerea puternic turbulentă prin țevi drepte ($Re > 10\,000$):

$$Nu = 0{,}021\ \varepsilon_1 Re^{0,8}\ Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}27)$$

Valorile criteriilor Nu, Re, Pr se obțin din formulele (4-21)—(4-24). Dimensiunea geometrică determinantă este diametrul echivalent ($l = d_{ech}$).

Dacă S este secțiunea prin care curge fluidul, iar P perimetrul udat, atunci:

$$d_{ech} = \frac{4S}{P}, \qquad (4\text{-}28)$$

independent de partea din perimetru care ia parte la schimbul de căldură.

Pentru secțiunile circulare $d_{ech} = d$.

Valorile coeficientului de corecție ε_1, care arată influența raportului dintre lungimea conductei și diametru asupra coeficientului parțial de transmitere a căldurii, sînt date în tabela 4-3 (pentru regimul turbulent).

Tabela 4-3

Criteriul Re	Raportul L/D				
	10	20	30	40	50 și mai mare
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Formula (4-27) se poate folosi pentru conducte și canale de orice formă a secțiunii atît la încălzirea cît și la răcirea lichidelor și gazelor. Influența direc-

Scanned with OKEN Scanner

ției curentului termic se ia în considerare prin raportul Pr/Pr_p. Valori aproximative pentru Pr la lichide se pot determina din nomograma din figura XIII, iar pentru apă și din tabela XXXIX.

În formula (4-27) valorile constantelor fizice se iau:

a) la calculul criteriului Pr_p la temperatura peretelui în contact cu fluidul;

b) la calculul criteriilor Nu, Re, Pr la temperatura medie a lichidului (sau gazului), determinată cu formulele (4-19) sau (4-20).

Nomograma de calcul pentru formula (4-27) este dată în figura XII.

Se menționează că, corecția, care ține seama de direcția curentului termic $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$ în formula (4-27) și în celelalte formule care vor fi expuse în continuare, diferă puțin de unitate la valori mici ale diferenței $t_f - t_p$.

La lichide valoarea criteriului Pr scade la creșterea temperaturii (fig. XIII). Prin urmare, la lichide mărimea $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)$ este mai mare decît unitatea la încălzirea lichidelor și mai mică decît unitatea la răcire. De aceea, la proiectarea schimbătoarelor de căldură și, în particular, a răcitoarelor cu apă, calculul coeficienților parțiali de transmitere a căldurii la încălzirea lichidelor poate fi făcut fără a se lua în considerare termenul $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$.

15. Pentru serpentine, valoarea lui α pentru țevi drepte, obținută cu formula (4-27), se înmulțește cu un coeficient x care ține seama de curbura serpentinei:

$$\alpha_s = x\alpha. \tag{4-29}$$

Aici:

$$x = 1 + 3{,}54\,\frac{d}{D}, \tag{4-30}$$

în care:

d este diametrul interior al țevii serpentinei;

D — diametrul spirelor serpentinei (v. fig. 1-13).

Țevile care constituie schimbătoarele de căldură în formă de serpentină sînt de obicei lungi și ca atare au o rezistență hidraulică mare.

De obicei, viteza fluidului în serpentine are valoarea de 0,3—0,8 m/s la lichide și de 3—10 kg/m² · s la gaze, la presiunea atmosferică.

16. Pentru gaze cu un anumit număr de atomi, formula (4-27) se simplifică și criteriul Pr este o mărime aproximativ constantă, care nu depinde de temperatură și de presiune (în limitele presiunilor joase). Prin urmare:

$$\frac{Pr}{Pr_p} = 1.$$

Scanned with OKEN Scanner

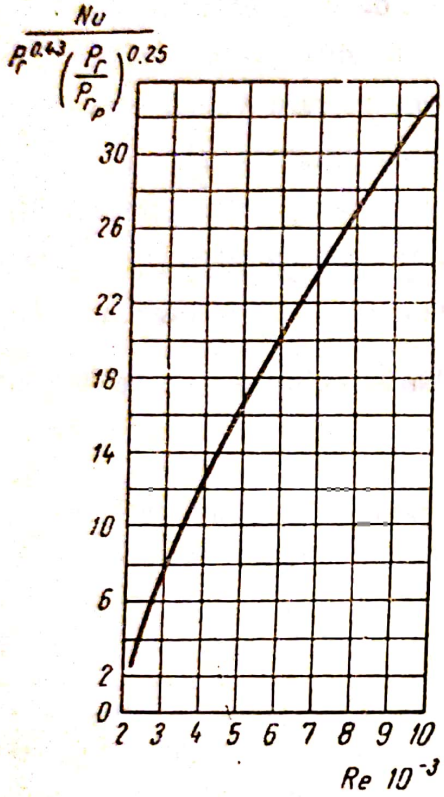


Fig. 4-1. Variația expresiei $\frac{Nu}{Pr^{0,33}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}}$ în funcție de Re la regimul intermediar.

Valorile aproximative ale criteriului Pr pentru gaze sînt:

— pentru gaze monoatomice 0,67
— pentru gaze biatomice 0,72
— pentru gaze triatomice 0,8
— pentru gaze tetraatomice și poliatomice 1

Valori precise pentru criteriul Pr pentru gaze sînt date în manuale [4-13].

Prin urmare, formula (4-27) pentru gaze poate fi adusă la forma:

$$Nu = C\varepsilon_1 Re^{0,8}. \qquad (4\text{-}31)$$

De exemplu, pentru aer:

$$Nu = 0{,}018\ \varepsilon_1 Re^{0,8}. \qquad (4\text{-}32)$$

17. Transmiterea căldurii prin convecție în regim intermediar ($2\,300 < Re < 10\,000$) în conducte drepte și în canale.

Datorită lipsei de formule exacte pentru acest domeniu, valoarea criteriului Nu se recomandă să se ia din grafic (fig. 4-1).

La conductele curbate se fac corecții — v. formula (4-30).

18. Transmiterea căldurii prin convecție în regim laminar ($Re < 2\,300$) în conducte drepte.

În condiții neizoterme nu poate exista curgere în straturi paralele din cauza curenților de convecție, care turbulizează curgerea. După poziția conductei, orizontală sau verticală, această turbulizare concordă sau nu concordă cu direcția de mișcare liberă sau forțată a fluidului. Introducerea în calcule a acestei influențe este foarte dificilă. Pentru calculele practice, la valori $10 < Re < 2\,000$, M. A. Miheev [4-1] recomandă să se folosească în toate cazurile următoarea formulă aproximativă:

$$Nu = 0{,}15\ \varepsilon_1 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}33)$$

Criteriile Nu, Re, Gr și Pr — v. formulele (4-21)—(4-26).

Ca dimensiune determinantă se admite diametrul $l = d_{ech}$ [v. formula (4-28)].

Scanned with OKEN Scanner

În expresia pentru criteriul Gr:

$$Gr = \frac{g \cdot d_{ech}^3}{\nu^2} \beta \Delta t \qquad (4\text{-}34)$$

se introduce Δt — diferența dintre temperatura fluidului și a peretelui (sau invers), în grd.

Valorile coeficientului ε_1 pentru regimul laminar sînt date în tabela 4-4.

Tabela 4-4

$\frac{L}{d_{ech}}$	10	15	20	30	40	50 și mai mare
ε_1	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1

În formula (4-33) valorile constantelor fizice urmează să fie luate:

a) pentru calculul criteriului Pr_p la temperatura peretelui în contact cu fluidul;

b) pentru calculul celorlalte criterii la temperatura medie a fluidului, care se determină cu formulele (4-19) sau (4-20).

Pentru apă, formula (4-33) se aduce la forma:

$$\alpha = A \frac{w^{0,33} \Delta t^{0,1}}{d_{ech}^{0,37}} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \varepsilon_1 \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]. \qquad (4\text{-}35)$$

$$\alpha = B \frac{w^{0,33} \Delta t^{0,1}}{d_{ech}^{0,37}} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \varepsilon_1 \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \qquad (4\text{-}35\ a)$$

Mărimile A și B au valorile indicate în tabela 4-5, în funcție de temperatura medie a apei.

Tabela 4-5

Mărimea	Temperatura medie a apei t_m/°C							
	10	20	30	40	60	80	100	200
A	144	166	183	193	208	221	230	251
B	124	143	157	166	179	190	198	216

19. Transmiterea căldurii prin convecție la curgerea fluidului perpendicular pe un fascicul de țevi.

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii la curgerea perpendiculară pe un fascicul de țevi așezate nedecalat pentru rîndul al treilea și următoarele poate fi calculat cu ecuația:

$$Nu = 0,23\ \varepsilon_\varphi\ Re^{0,65} Pr^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}36)$$

Scanned with OKEN Scanner

La curgerea perpendiculară pe un fascicul de țevi așezate decalat, pentru rîndul al treilea și următoarele ecuația are forma:

$$Nu = 0{,}41\ \varepsilon_\varphi\ Re^{0,6}\ Pr^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}37)$$

Criteriile Nu, Re, Pr — v. formulele (4-21) — (4-24).

În formulele (4-36) și (4-37) se ia ca temperatură determinantă pentru calculul criteriilor Nu, Re, Pr, temperatura medie a fluidului — v. formulele (4-18) și (4-19) — , iar pentru criteriul Pr_p — temperatura peretelui în contact cu fluidul.

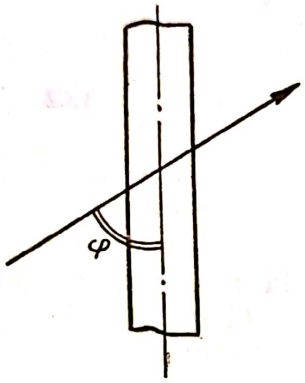


Fig. 4-2. Unghiul de atac.

Ca dimensiune determinantă se ia diametrul exterior al conductei (nu diametrul echivalent).

Viteza fluidului din criteriul Re se calculează pentru secțiunea cea mai îngustă a fasciculului.

Prelucrînd datele experimentale, M.A. Miheev a stabilit că transmiterea căldurii prin convecție nu depinde practic de distanța relativă dintre țevi.

Valorile coeficientului ε_φ, care arată influența unghiului de atac φ, sînt date în tabela 4-6.

Tabela 4-6

φ^0	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_φ	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Formulele (4-36) și (4-37) sînt aplicabile pentru orice lichid și gaz pentru care $Re = 200 \div 2 \cdot 10^5$.

Valoarea α pentru țevile din primul rînd se află prin înmulțirea lui α, determinat cu formulele (4-36) și (4-37), cu coeficientul $\varepsilon_\alpha = 0{,}60$.

Pentru țevile din al doilea rînd:

$\varepsilon_\alpha = 0{,}90$ la așezarea nedecalată;

$\varepsilon_\alpha = 0{,}70$ la așezarea decalată.

Scanned with OKEN Scanner

Valoarea medie α_{fasc} pentru toate rîndurile de țevi se determină cu formula :

$$\alpha_{fasc} = \frac{\alpha_1 A_1 + \alpha_2 A_2 + \alpha_3 A_3 + \ldots}{A_1 + A_2 + A_3 \ldots}, \quad (4\text{-}38)$$

în care :

α_1, α_2, α_3, ... reprezintă coeficienții parțiali de transmitere a căldurii pentru fiecare rînd ;

A_1, A_2, A_3, ... — suprafața de încălzire a tuturor țevilor din fiecare rînd.

Din formula (4-38) rezultă că $\alpha_{fasc} = \alpha_3$ la un număr suficient de mare de rînduri.

20. Pentru gaze, formulele (4-36) și (4-37) se simplifică. Astfel, pentru aer :

— la așezarea nedecalată :

$$Nu = 0{,}21\ \varepsilon_\varphi\ Re^{0{,}65}; \quad (4\text{-}39)$$

— la așezarea decalată :

$$Nu = 0{,}37\ \varepsilon_\varphi\ Re^{0{,}6}. \quad (4\text{-}40)$$

21. În schimbătoarele de căldură cu țevi cu șicane transversale (fig. 4-3), fluidul din spațiul intertubular se mișcă perpendicular pe țevi numai pe o parte din drumul parcurs. Se pot folosi aici formulele (4-36) și (4-37), în care se ia $\varepsilon_\varphi = 0{,}6$.

La dispunerea țevilor pe hexagoane, așezarea lor regulată va fi asigurată dacă pereții despărțitori sînt paraleli cu una din diagonalele hexagonului,

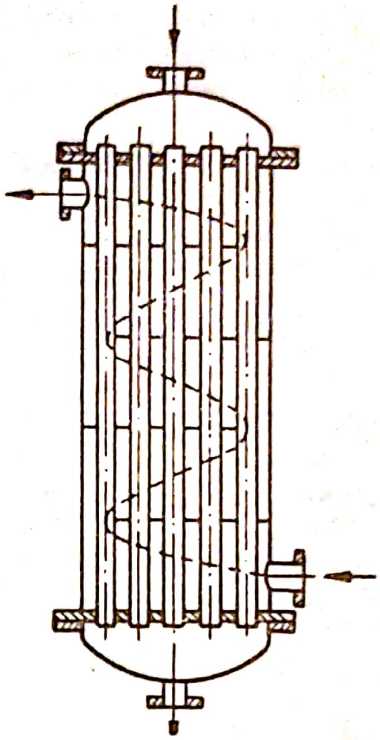


Fig. 4-3. Schimbător de căldură cu țevi cu șicane transversale.

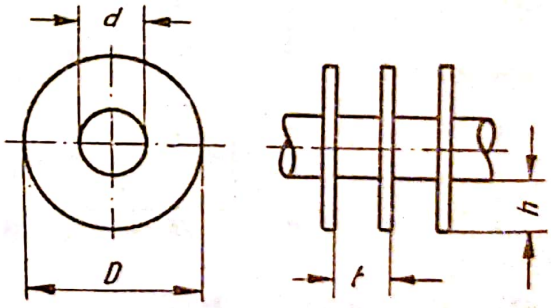


Fig. 4-4. Țeavă cu aripioare transversale.

iar axa ştuţului de intrare a fluidului în spaţiul intertubular este perpendiculară pe această diagonală.

La dispunerea decalată a ţevilor, pereţii despărţitori trebuie să fie perpendiculari pe una din diagonale, iar axa ştuţului trebuie să coincidă cu ea.

22. Transmiterea căldurii la curgerea fluidului peste un fascicul de ţevi cu aripioare transversale.

Formula de calcul bazată pe datele lui Karasina * este:

$$Nu = C\left(\frac{d}{t}\right)^{-0,54} \cdot \left(\frac{h}{t}\right)^{-0,14} \cdot Re^{n} Pr^{0,4}. \qquad (4\text{-}41)$$

În această formulă:

d este diametrul exterior al ţevii principale, în m;

t — distanţa dintre aripioare, în m;

$h = \frac{D-d}{2}$ — înălţimea aripioarei, în m.

Pentru fascicule cu aşezare nedecalată: $C = 0,116$, $n = 0,72$; pentru fascicule decalate: $C = 0,25$, $n = 0,65$.

Expresiile criteriilor Nu, Re, Pr — v. (4-21) — (4-24).

În criteriile Nu şi Re, dimensiunea liniară determinantă este t — distanţa dintre aripioare; viteza curentului w se calculează pentru secţiunea cea mai îngustă. Constantele fizico-chimice se iau pentru temperatura medie a curentului.

Formula (4-41) este valabilă pentru valori ale lui Re de la 3 000 până la 25 000 şi pentru $3 < \frac{d}{t} < 4,8$.

Pe baza coeficientului parţial de transmitere a căldurii prin convecţie α, calculat cu formula (4-41), din graficul din figura 4-5 se determină

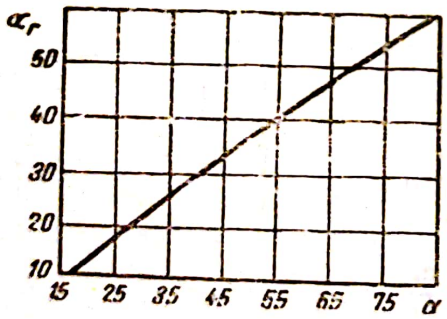


Fig. 4-5. Variaţia lui α_r în funcţie de α.

aşa-numitul coeficient redus de transmitere a căldurii α_r, care se înlocuieşte în formula coeficientului total de transmitere a căldurii (raportat la suprafaţa exterioară totală A_{ext}):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{1}{\alpha_2}\frac{A_{ext}}{A_{int}}}, \qquad (4\text{-}42)$$

* E. S. Karasina, „Izv. VTI" nr. 12, 12 (1952).

în care:

A_{ext} este suprafaţa exterioară totală a ţevii cu aripioare, inclusiv suprafaţa aripioarelor, în m^2;

A_{int} — suprafaţa interioară a ţevii principale, în m^2;

α_2 — coeficientul parţial de transmitere a căldurii spre interiorul ţevii.

23. Transmiterea căldurii la curgerea fluidului de-a lungul unui perete plan.

Pentru valorile criteriului $Re > 10^5$ se utilizează formula aproximativă:

$$Nu = 0{,}037\ Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}43)$$

Expresiile criteriilor Nu, Re, Pr — v. formulele (4-21) — (4-24). Pentru aer, formula (4-43) se simplifică:

$$Nu = 0{,}032\ Re^{0,8}. \qquad (4\text{-}44)$$

În ecuaţiile (4-43) şi (4-44) valorile constantelor trebuie luate la temperatura iniţială a fluidului.

Ca dimensiune liniară determinantă în criteriile Re şi Nu se ia lungimea peretelui l în direcţia de curgere a fluidului.

Pentru calcule se poate folosi nomograma din figura XII, înmulţind valoarea obţinută pentru criteriul Nu cu $\frac{0{,}037}{0{,}021} = 1{,}76$.

24. Transmiterea căldurii la curgerea fluidului în regim laminar ($Re < 10^5$) de-a lungul unui perete plan.

Formula de calcul are expresia:

$$Nu = 0{,}76\ Re^{0,5} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}45)$$

Expresiile criteriilor Nu, Re şi Pr — v. formulele (4-21) — (4-24). Pentru aer, formula se simplifică la:

$$Nu = 0{,}66\ Re^{0,5}. \qquad (4\text{-}46)$$

Formulele (4-43) — (4-46) nu ţin seamă de turbulenţa iniţială şi nici de influenţa convecţiei libere, care se manifestă la viteze mici.

În cazul apariţiei curenţilor liberi este necesar de făcut un calcul de verificare pentru convecţia liberă şi de luat în calcul valoarea cea mai mare a coeficientului α.

25. Transmiterea căldurii la curgerea unei pelicule de lichid pe o suprafaţă verticală:

— la scurgerea turbulentă a peliculei ($Re > 2\,000$):

$$Nu = 0{,}01\ (Ga \cdot Pr \cdot Re)^{1/3}; \qquad (4\text{-}47)$$

Scanned with OKEN Scanner

— la scurgerea laminară a peliculei ($Re < 2\,000$):

$$Nu = 0{,}67\ (Ga^2 \cdot Pr^3 \cdot Re)^{1/9}. \tag{4-48}$$

În aceste formule:

$$Nu = \frac{\alpha H}{\lambda};$$

$$Re = \frac{w.d_{ech}\rho}{\eta} = \frac{4G}{\pi n d \eta};$$

$$Ga = \left(\frac{wH\rho}{\eta}\right)^2 \cdot \frac{Hg}{w^2} = \frac{H^3\rho^2 g}{\eta^2};$$

α este coeficientul parțial de transmitere a căldurii, în W/m² · grd;
λ — coeficientul de conductivitate termică a lichidului, în W/m · · grd;
η — viscozitatea dinamică a lichidului, în N · s/m²;
g — accelerația căderii libere, în m/s².
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³;
H — înălțimea suprafeței, în m;
$d_{ech} = \frac{4S}{P}$ — diametrul echivalent al peliculei, în m;
S — secțiunea peliculei, în m²;
P — perimetrul udat de peliculă, în m.

Valoarea constantelor fizico-chimice trebuie luate la temperatura medie a stratului limită:

$$t_{pel} = \frac{t_p + t_1}{2}. \tag{4-49}$$

Determinarea lui t_1 — v. formulele (4-19) și (4-20).

Pentru cazul scurgerii peliculei de lichid pe suprafața interioară a unei țevi verticale (schimbătoare de căldură cu film) rezultă:

$$S = \pi(d - b)\ b;$$

$$P = \pi d;$$

$$d_{ech} = \frac{4(d - b)\ b}{d},$$

în care:

d este diametrul interior al țevii, în m;
b — grosimea peliculei, în m.

Dacă într-un schimbător de căldură cu film, format din n țevi, curg pe secundă prin țevi G kg lichid, din ecuația debitului se obține:

$$w\rho = \frac{G}{Sn} = \frac{G}{\pi(d - b)\ bn}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Prin urmare:

$$Re = \frac{wd_{ech}\rho}{\eta} = \frac{4G}{\pi dn\eta}. \qquad (4\text{-}50)$$

La $Re \leqslant 1\,500$, grosimea peliculei b se determină din ecuația teoretică:

$$b = \sqrt[3]{\frac{3G\eta}{P\rho^2 g}} \qquad [\text{m}].$$

26. Transmiterea căldurii la amestecarea lichidelor cu agitatoare (v. și [0—11]).

Pentru determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii în aparate cu serpentină, manta și agitator, se poate utiliza formula:

$$Nu = C\,Re^m Pr^{0,33} \left(\frac{\eta}{\eta_p}\right)^{0,14}, \qquad (4\text{-}51)$$

în care:

$$Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}; \quad Re = \frac{\rho n d^2}{\eta}; \quad Pr = \frac{c_p \eta}{\lambda};$$

α este coeficientul parțial de transmitere a căldurii, în W/m² · grd;
D — diametrul vasului, în m;
λ — coeficientul de conductivitate termică a lichidului, în W/m · · grd;
c_p — căldura specifică la presiune constantă, în J/kg · grd;
d — diametrul paletei agitatorului, în m;
n — numărul de rotații ale agitatorului pe secundă, în 1/s;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³;
η_p — viscozitatea lichidului la temperatura t_p a peretelui mantalei sau serpentinei, în N · s/m².
η — viscozitatea lichidului la temperatura lui medie:

$$t_m = \frac{t_p + t_1}{2}. \qquad (4\text{-}52)$$

Determinarea lui t_1 — v. formulele (4-19)—(4-20).
Pentru aparate cu manta: $C = 0{,}36$, $m = 0{,}67$; pentru aparate cu serpentină: $C = 0{,}87$, $m = 0{,}62$.

Valorile constantelor fizico-chimice se vor lua la temperatura medie t_1 a lichidului din vas.

Formula (4-51) a fost obținută prin experiențe în care $d = 0{,}6\ D$, $D_s = 0{,}8\ D$; $H = 0{,}48\ D$ și diametre ale aparatului mai mici decît 300 mm.

Scanned with OKEN Scanner

Curgerea liberă

Se folosesc două metode de calcul — v. formulele (4-53) şi (4-59).

27. P r i m a m e t o d ă. Formula generală pentru determinarea coeficientului mediu de transmitere a căldurii la curgere liberă (într-un volum mare) are următoarea formă:

$$Nu = C(Gr \cdot Pr)^n, \tag{4-53}$$

fără a ţine seama de direcţia fluxului termic pentru temperatura determinantă, egală cu temperatura peliculei.

În ecuaţia (4-53), valoarea coeficientului C şi a indicelui puterii n depind de produsul determinant al criteriilor $Gr \cdot Pr$:

— dacă $Gr \cdot Pr < 1 \cdot 10^{-3}$ (regim pelicular):

$$Nu = const = 0{,}5; \tag{4-54}$$

— dacă $Gr \cdot Pr = 1 \cdot 10^{-3} \div 500$ (regim intermediar):

$$Nu = 1{,}18\,(Gr \cdot Pr)^{0{,}125}; \tag{4-55}$$

— dacă $Gr \cdot Pr = 500 \div 2 \cdot 10^7$ (regim laminar):

$$Nu = 0{,}54\,(Gr \cdot Pr)^{0{,}25}; \tag{4-56}$$

— dacă $Gr \cdot Pr > 2 \cdot 10^7$ (regim turbulent):

$$Nu = 0{,}135\,(Gr \cdot Pr)^{0{,}33}. \tag{4.57}$$

Expresiile criteriilor Nu, Gr, Pr — v. formulele (4-21)—(4-26).

Pentru ţevile orizontale, dimensiunea determinantă este diametrul lor ($l = d$), pentru ţevile şi plăcile verticale înălţimea lor ($l = H$), iar pentru plăcile orizontale dimensiunea laturii mai mici.

La acestea, dacă suprafaţa care cedează căldură este îndreptată în sus, atunci valoarea α calculată cu formulele (4-54)—(4-57) se măreşte cu 30%, iar dacă suprafaţa care cedează căldură este îndreptată în jos — se micşorează cu 30%.

Valorile constantelor fizice în formula (4-53) trebuie luate la temperatura medie a stratului limită:

$$t_{pel} = \frac{t_p + t_1}{2}, \tag{4-58}$$

în care:

t_p este temperatura medie a suprafeţei peretelui în contact cu fluidul, în °C;

t_1 — temperatura medie a lichidului, în °C.

În figura XIV este dată o nomogramă [0-24], cu ajutorul căreia se poate determina mărimea produsului criteriilor $Gr \cdot Pr$ pentru apă. Această nomogramă se poate utiliza la calculul răcitoarelor de apă, a condensatoarelor etc.

Scanned with OKEN Scanner

Cu formulele (4-56) și (4-57) sînt construite nomogramele reprezentate în figurile XV și XVI, care de asemenea pot fi folosite pentru calcule.

28. M e t o d a a d o u a. Formula generală pentru determinarea coeficientului parțial mediu de transmitere a căldurii la curgerea liberă a lichidelor (în volum mare), cu luarea în considerare a direcției fluxului termic și a temperaturii determinante, egală cu temperatura medie a spațiului înconjurător, este:

$$Nu = C' (Gr \cdot Pr)^n \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}59)$$

Pentru țevi orizontale cu diametrul d la care $10^3 < Gr.Pr < 10^8$, formula (4-59) are forma:

$$Nu = 0{,}50\ (Gr.Pr)^{0,25} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}60)$$

Expresia criteriilor — v. formulele (4-21)—(4-26).
Dimensiunea determinantă — diametrul țevii ($l = d$).
Pentru suprafețe verticale de înălțime h (țevi, plăci), formula (4-59) ia forma:
— pentru $10^3 < (Gr.Pr) < 10^9$ (regim laminar):

$$Nu = 0{,}76\ (Gr.Pr)^{0,25} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}; \qquad (4\text{-}60\ a)$$

— pentru $(Gr.Pr) > 10^9$ (regim turbulent):

$$Nu = 0{,}15\ (Gr.Pr)^{0,33} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}. \qquad (4\text{-}60\ b)$$

Expresia criteriilor — v. formulele (4-21)—(4-26).
Dimensiunea determinantă — înălțimea țevilor ($l = h$).
Pentru gaze $Pr = const.$ și $\frac{Pr}{Pr_p} = 1$.

În formulele (4-59) și (4-60), constantele fizice pentru calculul criteriilor Nu, Gr, Pr urmează să fie luate la temperatura medie a lichidului t_1, iar pentru calculul criteriului Pr_p la temperatura peretelui țevii t_p.

TRANSMITEREA CĂLDURII CU SCHIMBAREA STĂRII DE AGREGARE

Condensarea peliculară a vaporilor

29. Există cîteva formule de calcul pentru determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii la condensarea vaporilor.
În practica de calcul s-au răspîndit următoarele două metode de calcul: prima, la care temperatura determinantă este temperatura medie a peliculei

Scanned with OKEN Scanner

de condensat [formula (4-61)] şi a doua, la care temperatura determinantă este temperatura de condensare a vaporilor [formula (4-68)]. În calculele inginereşti metoda a doua are cea mai mare utilizare.

Mai jos sînt prezentate formulele de calcul pentru ambele metode.

30. P r i m a m e t o d ă. Ecuaţia de calcul criterială sub formă generală, la viteza aburilor mai mică de 10 m/s, este:

$$Nu = C(Ga \cdot Pr \cdot K)^n. \qquad (4\text{-}61)$$

Expresia criteriilor — v. formulele (4-21)—(4-25).

Constantele C şi n depind de poziţia geometrică a suprafeţei de schimb de căldură.

Formulele de calcul ale acestei metode sînt următoarele:

a) Condensarea pe ţevi şi pereţi verticali a vaporilor saturaţi ai unei substanţe oarecare, care udă suprafaţa de condensare şi nu conţine gaze necondensabile, la curgerea laminară a peliculei de condensat. Formula (4-61) ia forma ($C = 1{,}15$; $n = 0{,}25$):

$$\alpha = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3 g}{\eta t H}} = 2{,}04 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3}{\eta \Delta t H}} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]; \qquad (4\text{-}62)$$

$$\alpha = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{r\gamma^2\lambda^3\, 3600}{\eta \Delta t H}} \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \qquad (4\text{-}62\ a)$$

La curgerea turbulentă a peliculei, valorile lui α vor fi mai mari decît cele calculate cu formula (4-62).

În formula (4-62):

α este valoarea medie a coeficientului parţial de transmitere a căldurii, în $W/m^2 \cdot grd$;
r — căldura latentă de condensare, în J/kg;
ρ — densitatea condensatului, în kg/m^3;
λ — coeficientul de conductivitate termică, în $W/m \cdot grd$;
η — viscozitatea dinamică a condensatului, în $kg/m \cdot s$;
Δt — diferenţa de temperatură $t_{cond} - t_p$, în grd;
H — înălţimea ţevii sau peretelui vertical, în m.

În formula (4-62 a):

α — în $kcal/m^2 \cdot h \cdot grd$;
r — în kcal/kgf;
γ — greutatea specifică a condensatului, în kgf/m^3;
λ — în $kcal/m \cdot h \cdot grd$;
η — în $kgf \cdot s/m^2$.

Valoarea căldurii de condensare r se ia la temperatura de condensare t_{cond}, iar valorile λ, η şi ρ sau γ la temperatura medie a peliculei de condensat:

$$t_{pel} = \frac{t_p + t_{cond}}{2},$$

în care t_p este temperatura medie a peretelui pe care condensează vaporii.

Scanned with OKEN Scanner

După formula (4-62 a) este construită nomograma aproximativă din figura XVII.

Pentru cazul condensării vaporilor de apă saturați, formula (4-62) la conducte verticale se aduce la forma:

$$\alpha = 2{,}04\, A \left(\frac{r}{H\Delta t}\right)^{0{,}25} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]; \tag{4-63}$$

$$\alpha = 1{,}15\, B \left(\frac{r}{H\Delta t}\right)^{0{,}25} \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \tag{4-63 a}$$

Valorile lui A și B pentru apă sînt date în tabela 4-7, în funcție de temperatură.

Tabela 4-7

	Temperatura peliculei de condensat t_{pel}, °C										
	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
$A = \sqrt[4]{\frac{\rho^2 \lambda^3}{\eta}}$	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199
$B = \frac{3600\gamma^2\lambda^3}{\eta}$	1 270	1 470	1 700	1 900	2 070	2 190	2 300	2 370	2 410	2 430	2 430

Formulele pentru țevile verticale (4-62) și (4-62 a) se pot aduce la altă formă. Din ecuațiile:

$$Q = Gr = \alpha \Delta t A;$$

$$A = \pi n d H,$$

în care:

Q este cantitatea de căldură care se degajează la condensare;
G — debitul de vapori care condensează;
A — suprafața condensatorului tubular, format din n țevi cu diametrul d, se obține:

$$H\Delta t = \frac{Gr}{\alpha \pi d n}.$$

Înlocuind această valoare în ecuația (4-62), ultima se aduce la o formă în care nu mai apar Δt și H:

$$\alpha = 3{,}79\, \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 n d}{\eta G_s}} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]; \tag{4-64}$$

$$\alpha = 27\, \lambda \sqrt[3]{\frac{\gamma^2 n d}{\eta G_h}} \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \tag{4-64 a}$$

Scanned with OKEN Scanner

Aici:

n este numărul de ţevi verticale;

D — diametrul ţevii, în m;

G_s — debitul pe secundă al vaporilor care condensează, în kg/s;

G_h — debitul pe oră al vaporilor care condensează, în kgf/h.

Restul notaţiilor — v. formulele (4-62).

b) Condensarea vaporilor puri pe suprafaţa exterioară a unei ţevi orizontale.

Ecuaţia (4-61) ia forma ($C = 0{,}72$; $n = 0{,}25$):

$$\alpha = 0{,}72 \sqrt[4]{\frac{gr\rho^2\lambda^3}{\eta \Delta t\, d}} = 1{,}28 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2\gamma^3}{\eta \Delta t\, d}} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]; \tag{4-65}$$

$$\alpha = 0{,}72 \sqrt[4]{\frac{3600\, r\gamma^2\lambda^3}{\eta \Delta t\, d}} = 5{,}57 \sqrt[4]{\frac{r\gamma^2\lambda^3}{\eta \Delta t\, d}} \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \tag{4-65 a}$$

Aici d este diametrul exterior al ţevii orizontale, în m. Restul notaţiilor — v. formulele (4-62).

După formula (4-65 a) este construită nomograma din figura XVII pentru determinarea aproximativă a coeficientului parţial de transmitere a căldurii la condensarea vaporilor curaţi pe o ţeavă orizontală.

Pentru condensarea vaporilor de apă pe o ţeavă orizontală, formula (4-65) ia forma:

$$\alpha = 1{,}28\, A \sqrt[4]{\frac{\rho r}{\Delta t\, d}} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]; \tag{4-66}$$

$$\alpha = 0{,}72\, B \sqrt[4]{\frac{r}{\Delta t\, d}} \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \tag{4-66 a}$$

Valorile A şi B pentru apă — v. formulele (4-63). Formulele (4-65) pot fi transformate într-o altă formă prin aceeaşi metodă ca şi la ţevile verticale, eliminîndu-se Δt şi H:

$$\alpha = 2{,}02\, \lambda \sqrt[3]{\frac{\rho^2 l}{\eta G_s}} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot grd}\right]; \tag{4-67}$$

$$\alpha = 14{,}5\, \lambda \sqrt[3]{\frac{\gamma^2 l}{\eta\, G_h}} \qquad \left[\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}\right]. \tag{4-67 a}$$

Aici:

l este lungimea ţevii orizontale, în m;

G_s — debitul pe secundă al vaporilor care condensează, în kg/s;

G_h — debitul pe oră al vaporilor care condensează, în kgf/h.

Restul notaţiilor — v. formulele (4-62).

31. Metoda a doua. Ecuaţia de calcul criterială, sub formă generală, pentru condensarea vaporilor (la viteza vaporilor mai mică decît 10 m/s), este:

$$Nu = C'(Ga \cdot Pr \cdot K)_n' \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}. \tag{4-68}$$

Scanned with OKEN Scanner

Aici pentru criteriile Nu, Ga, Pr și K ca temperatură determinantă se folosește temperatura vaporilor saturați, iar pentru criteriul Pr_p — temperatura peretelui. Expresia criteriilor — v. formulele (4-21)—(4-25).

Constantele C' și n' depind de așezarea geometrică a suprafeței de schimb de căldură.

Ecuațiile de calcul pentru această metodă sînt următoarele.

a) Coeficientul parțial mediu de transmitere a căldurii al vaporilor puri pe un perete sau o țeavă verticală de înălțime H m se află cu ajutorul ecuației criteriale (4-68) ($C' = 0{,}42$ și $n' = 0{,}28$):

$$Nu = 0{,}42\,(Ga \cdot Pr \cdot K)^{0{,}28}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25};$$

$$\alpha = 0{,}42\left(\frac{r\rho^2\lambda^{2{,}57}g}{\eta\,\Delta t\,H^{0{,}57}}\right)^{0{,}28}\cdot\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}\quad\left[\frac{W}{m^2\cdot grd}\right]; \qquad (4\text{-}69)$$

$$\alpha = 0{,}42\left(\frac{r\gamma^2\lambda^{2{,}57}\,3600}{\eta\,\Delta t\,H^{0{,}57}}\right)^{0{,}28}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}\quad\left[\frac{kcal}{m^2\cdot h\cdot grd}\right]. \qquad (4\text{-}69\ a)$$

Notațiile — v. formulele (4-62). Temperatura determinantă — v. formula (4-68).

b) Condensarea vaporilor puri pe suprafața exterioară a unei țevi orizontale. Ecuația (4-68) ia forma ($C' = 0{,}72$ și $n' = 0{,}25$):

$$\alpha = 0{,}72\sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3 g}{\eta\Delta t\,d}\cdot\frac{Pr}{Pr_p}} = 1{,}28\sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3}{\eta\,\Delta t\,d}\cdot\frac{Pr}{Pr_p}}\quad\left[\frac{W}{m^2\cdot grd}\right]; \qquad (4\text{-}70)$$

$$\alpha = 0{,}72\sqrt[4]{\frac{r\gamma^2\lambda^3\,3600}{\eta\Delta t\,d}\cdot\frac{Pr}{Pr_p}} = 5{,}57\sqrt[4]{\frac{r\gamma^2\lambda^3}{\eta\Delta t\,d}\cdot\frac{Pr}{Pr_p}}\quad\left[\frac{kcal}{m^2\cdot h\cdot grd}\right]. \qquad (4\text{-}70\ a)$$

sau, dacă se elimină Δt și H, adică se exprimă prin debitul de vapori, forma:

$$\alpha = 2{,}02\,\lambda\sqrt[3]{\frac{\rho^2 l}{\eta G_s}\cdot\frac{Pr}{Pr_p}}\quad\left[\frac{W}{m^2\cdot grd}\right]; \qquad (4\text{-}71)$$

$$\alpha = 14{,}5\,\lambda\sqrt[3]{\frac{\gamma^2 l}{\eta\,G_h}\cdot\frac{Pr}{Pr_p}}\quad\left[\frac{kcal}{m^2\cdot h\cdot grd}\right]. \qquad (4\text{-}71\ a)$$

Aici:

d este diametrul exterior al țevii verticale, în m;

l — lungimea țevii orizontale, în m;

G_s — debitul pe secundă al vaporilor care condensează, în kg/s;

G_h — debitul pe oră al vaporilor care condensează, în kgf/h.

Restul notațiilor — v. formulele (4-62). Temperatura determinantă — v. formula (4-68).

32. Condensarea vaporilor pe suprafața exterioară a unui fascicul de țevi orizontale.

La fasciculele de țevi orizontale, pe țevile inferioare, stratul de condensat crește pe seama condensatului de pe țevile superioare, iar viteza vaporilor

Scanned with OKEN Scanner

scade datorită condensării. În aceste condiţii, coeficientul parţial de transmitere a căldurii scade la ţevile inferioare.

În figura 4-6 este dată schema aşezării ţevilor în fascicule, la care $l_2 = 0$ la aşezarea nedecalată.

Dimensiunea l_1 nu influenţează practic coeficientul parţial de transmitere a căldurii.

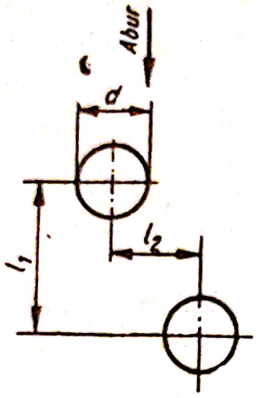


Fig. 4-6. Aşezarea ţevilor în fascicul.

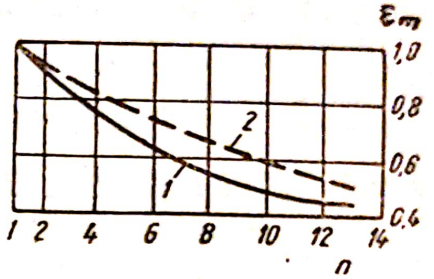


Fig. 4-7. Variaţia lui ε_m în funcţie de n:
1 — fascicul nedecalat; *2* — fascicul decalat ($l_1 = 0{,}5\ d$ şi $l_2 = 0{,}45 \cdot d$)

Se poate determina aproximativ (în absenţa gazelor inerte) coeficientul parţial mediu de transmitere a căldurii pentru tot fasciculul, funcţie de numărul n de rînduri de ţevi pe verticală, din formula [4-2]:

în care:

$$\alpha_m = \varepsilon_m \alpha, \tag{4-72}$$

α este coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru ţeava orizontală, calculat cu formula (4-65);

ε_m — coeficientul mediu pentru tot fasciculul, care depinde de aşezarea ţevilor în fascicul şi de numărul de ţevi din fiecare rînd vertical; valorile lui ε_m se iau din figura 4-7.

33. Condensarea vaporilor în interiorul ţevilor orizontale a fost studiată insuficient. Pentru calcule de orientare, coeficientul parţial de transmitere a căldurii poate fi determinat cu formulele (4-65), (4-67), (4-66), (4-70), sau (4-71).

34. Pentru vaporii de apă care condensează, atunci cînd celelalte rezistenţe termice sînt mult mai mari decît rezistenţa termică a peliculei de condensat, în multe cazuri se poate lua:

$$\alpha \approx 1\,200 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd},$$

$$\alpha = 10\,000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

35. La condensarea vaporilor în serpentine, coeficientul parţial de transmitere a căldurii se poate calcula aproximativ cu formula (4-65). Lungimea

Scanned with OKEN Scanner

serpentinei nu trebuie să fie prea mare, pentru că la o lungime mare se adună la capăt condensat, care înrăutăţeşte schimbul de căldură; ca urmare, la o lungime mare a serpentinei presiunea vaporilor scade mult, ceea ce conduce la scăderea diferenţei utile de temperatură.

Din date practice, la serpentinele de vapori pentru încălzirea apei, viteza iniţială a vaporilor nu trebuie să depăşească 30 m/s. Raportul maxim limită l/d (l-lungimea fiecărei serpentine), în funcţie de presiunea p a vaporilor la diferenţa medie de temperatură Δt_m de 30—40 grd, este:

p, ata	5	3	1,5	0,8	0,5
$\left(\frac{l}{d}\right)_{max}$	275	225	175	125	100

Pentru alte valori Δt_m, pentru serpentine de vapori la încălzirea apei, valorile l/d se înmulţesc cu coeficientul $\frac{6}{\sqrt{\Delta t_m}}$.

36. Condensarea vaporilor puri supraîncălziţi.

1. Dacă temperatura peretelui este mai mare decît temperatura de saturare, nu se produce condensarea şi coeficientul parţial de transmitere a căldurii se calculează ca la răcirea gazelor.

2. Dacă temperatura peretelui este mai mică decît temperatura de saturaţie, calculul coeficientului parţial de transmitere a căldurii se face cu formulele (4-61) şi (4-68), însă în locul căldurii de condensare r se introduce suma căldurilor de condensare şi supraîncălzire:

$$r' = r + c_s(t_s - t_c), \tag{4-73}$$

în care:

c_s este căldura specifică a vaporilor supraîncălziţi, în J/kg·grd;
t_s — temperatura iniţială a vaporilor supraîncălziţi, în °C;
t_c — temperatura de condensare, în °C.

În formulele (4-61) şi (4-68), pentru condensarea vaporilor supraîncălziţi se foloseşte ca Δt tot diferenţa de temperatură dintre vaporii saturaţi şi perete.

37. Dacă vaporii conţin aer, valorile coeficienţilor parţiali de transmitere a căldurii, calculaţi cu formulele (4-61) şi (4-68) pentru vapori puri, se înmulţesc cu coeficientul de corecţie ε_g, care depinde de concentraţia de masă a aerului în vapori ($x = \frac{\rho_g}{\rho_v}$ 100%) de viteza vaporilor şi de alţi factori. Graficul funcţiei $\varepsilon_g = f(x)$ pentru vapori de apă nemişcaţi este dat în figura 4-8.

La condensarea vaporilor din amestecuri vapori-gaze sau la condensarea parţială a amestecurilor de vapori cu mai mulţi componenţi, cînd compoziţia fazei vapori variază continuu şi temperatura scade mereu, calculul suprafeţei de schimb de căldură este foarte complicat.

Scanned with OKEN Scanner

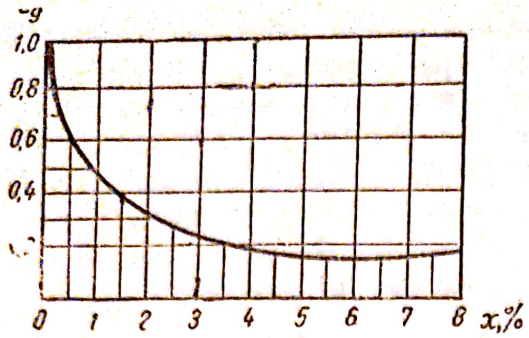


Fig. 4-8. Valorile coeficientului de corecţie ε_r.

Fierberea lichidelor

38. Se deosebesc trei regimuri de fierbere.

1. Fierberea neintensivă, care corespunde la diferenţe mici de temperatură Δt şi la încărcări termice joase q. De exemplu, acest regim există la fierberea apei la presiunea atmosferică, la $\Delta t = t_p - t_s = 5$ grd şi $q = 6\,000$ W/m², adică $\sim 5\,000$ kcal/m²·h.

În acest regim, transmiterea căldurii este determinată numai de condiţiile hidrodinamice ale procesului şi se calculează pentru convecţia liberă a unui lichid în fierbere cu formula (4-53), iar pentru convecţia forţată cu formulele (4-27) şi celelalte.

2. Domeniul regimului de fierbere cu bule, în care transmiterea căldurii este determinată de convecţia lichidului ca urmare a mişcării intense a bulelor de vapori.

Acest regim de fierbere este caracterizat printr-o creştere însemnată a coeficientului parţial de transmitere a căldurii α cu creşterea lui Δt.

Regimul cu bule există pînă în momentul unirii bulelor de vapori într-o peliculă continuă pe suprafaţa de încălzire, care se produce la o valoare strict determinată, dar diferită de la un lichid la altul, a încărcării termice critice q_{cr} şi a diferenţei critice de temperatură, cînd $q_{cr} = \alpha_{cr}\,\Delta t_{cr}$.

Mărimea q_{cr} reprezintă valoarea maximă posibilă a încărcării termice, la care mai există regim de fierbere cu bule.

Domeniul de fierbere cu bule la apa care fierbe la presiunea atmosferică este cuprins între încărcările termice de 6 000 W/m², sau 5 000 kcal/m²·h şi $q_{cr} = 1{,}45 \cdot 10^6$ W/m², sau $1{,}25 \cdot 10^6$ kcal/m²·h şi, respectiv, diferenţele de temperatură de la 5 grd la $\Delta t_{cr} = 25$ grd; aici, coeficientul parţial de transmitere a căldurii ajunge la valoarea $\alpha_{cr} = 6 \cdot 10^4$ W/m², adică $5 \cdot 10^4$ kcal/m²·h·grd.

Valorile critice q_{cr} şi Δt_{cr} diferă de la lichid la lichid. De exemplu, la fierberea benzenului în aceleaşi condiţii $q_{cr} = 4{,}64 \cdot 10^5$ W/m², adică $4 \cdot 10^5$ kcal/m²·h şi $\Delta t_{cr} = 47$ grd.

3. Domeniul regimului de fierbere pelicular există la valori $\Delta t > \Delta t_{cr}$. Din cauza rezistenţei termice mari a peliculei de vapori, care acoperă suprafaţa de încălzire, transmiterea căldurii scade repede în regimul de fierbere pelicular, iar coeficientul α rămîne aproape independent de diferenţa de temperatură.

Scanned with OKEN Scanner

39. Formulele de calcul pentru regimul de fierbere cu bule.

Transmiterea căldurii la fierberea lichidelor pure și soluțiilor a fost studiată insuficient. S-au stabilit multe formule criteriale, diferite ca formă și conținut [4-1]. Se dau mai jos cîteva din ele.

1. La regimul de fierbere cu bule în volum mare, în condițiile convecției libere, pentru toate lichidele care udă suprafața de încălzire și pentru orice presiune pînă la cea critică, G. N. Krujilin a stabilit următoarele ecuații criteriale:

— pentru coeficientul parțial de transmitere a căldurii:

$$Nu = 0{,}0825\ Pr^{-0{,}5} \cdot K_1^{0{,}7} \cdot K_2^{0{,}33}; \qquad (4\text{-}74)$$

— pentru încărcarea termică critică (extremă):

$$K_{1,cr} = 142\ Pr^{0{,}6} \cdot K_2^{-0{,}68} \cdot Ar^{0{,}37}, \qquad (4\text{-}75)$$

în care:

$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda_l}$ este criteriul Nusselt;

$Pr = \frac{\nu_l}{a_l}$ — criteriul Prandtl;

$Ar = \frac{g \cdot l^3}{\nu_l^2} \cdot \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l}$ — criteriul Arhimede;

$K_1 = \frac{q r \rho_v}{A\ T_s \lambda_l (\rho_l - \rho_v)}$ — criteriul care determină numărul de centre de formare a vaporilor; la încărcarea termică critică $K_1 = K_{1,cr}$;

$K_2 = \frac{A\ T_s\ c\ \sigma\ \rho_l}{r^2 \rho_v^2 l}$ — criteriul care determină frecvența de desprindere a bulelor de vapori.

Aici, ca dimensiune determinantă s-a luat mărimea $l = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_l - \rho_v}}$, proporțională cu diametrul bulei de vapori; parametrii fizici sînt raportați la faza lichidă la temperatura de saturație t_s.

Ecuațiile (4-74) și (4-75) au următoarea formă de calcul:

$$\alpha = 7{,}77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_v r}{\rho_l - \rho_v}\right)^{0{,}033} \left(\frac{\rho_l}{\sigma}\right)^{0{,}333} \frac{\lambda_l^{0{,}75}\ q^{0{,}70}}{\eta_l^{0{,}45}\ C_l^{0{,}12}\ T_s^{0{,}37}} \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}\right]; \qquad (4\text{-}74\text{ a})$$

$$\alpha = 6{,}9 \cdot 10^{-3} \left(\frac{\gamma_v r}{\gamma_l - \gamma_v}\right)^{0{,}033} \left(\frac{\gamma_l}{\sigma}\right)^{0{,}333} \frac{\lambda_l^{0{,}75} q^{0{,}70}}{\eta_l^{0{,}45}\ C_l^{0{,}12}\ T_s^{0{,}37}} \left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}\right]. \qquad (4\text{-}74\text{ b})$$

Pentru încărcarea critică:

$$q_{cr} = 423\ \frac{\lambda_l^{0{,}4} (\rho_l - \rho_v)^{0{,}48} (\rho_v \cdot r)^{0{,}36}\ T_s^{0{,}32}\ \sigma^{0{,}21}}{\rho_l^{0{,}31}\ \eta_l^{0{,}14}\ C_l^{0{,}08}} \quad [\text{W/m}^2]; \qquad (4\text{-}75\text{ a})$$

$$q_{cr} = 4{,}7 \cdot 10^{-3}\ \frac{\lambda_l^{0{,}4} (\gamma_l - \gamma_v)^{0{,}48} (\gamma_v \cdot r)^{0{,}36}\ T_s^{0{,}32}\ \sigma^{0{,}21}}{\gamma_l^{0{,}31}\ \eta_l^{0{,}14}\ C_l^{0{,}08}} \quad \left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}\right]. \qquad (4\text{-}75\text{ b})$$

Scanned with OKEN Scanner

Aici:

ρ_v, ρ_l este densitatea vaporilor și lichidului, în kg/m³;
η_l — viscozitatea dinamică, în N·s/m² sau kg/m·s;
C_l — căldura specifică a lichidului, în J/kg · grd;
λ_l — coeficientul de conductivitate termică al lichidului, în W/m·grd;
σ — tensiunea superficială la suprafața de separare între lichid și vapori, în N/m sau kg/s²;
r_s — căldura latentă de vaporizare, în J/kg;
T_s — temperatura de fierbere a lichidului, în °K;
q — încărcarea termică, în W/m².

Formulele (4-74 a) și (4-75 a) au fost obținute pe calea generalizării datelor experimentale de la schimbul de căldură la fierberea apei a soluțiilor de zahăr și a cîtorva lichide organice pe suprafețe de oțel (fără peliculă de oxizi), de

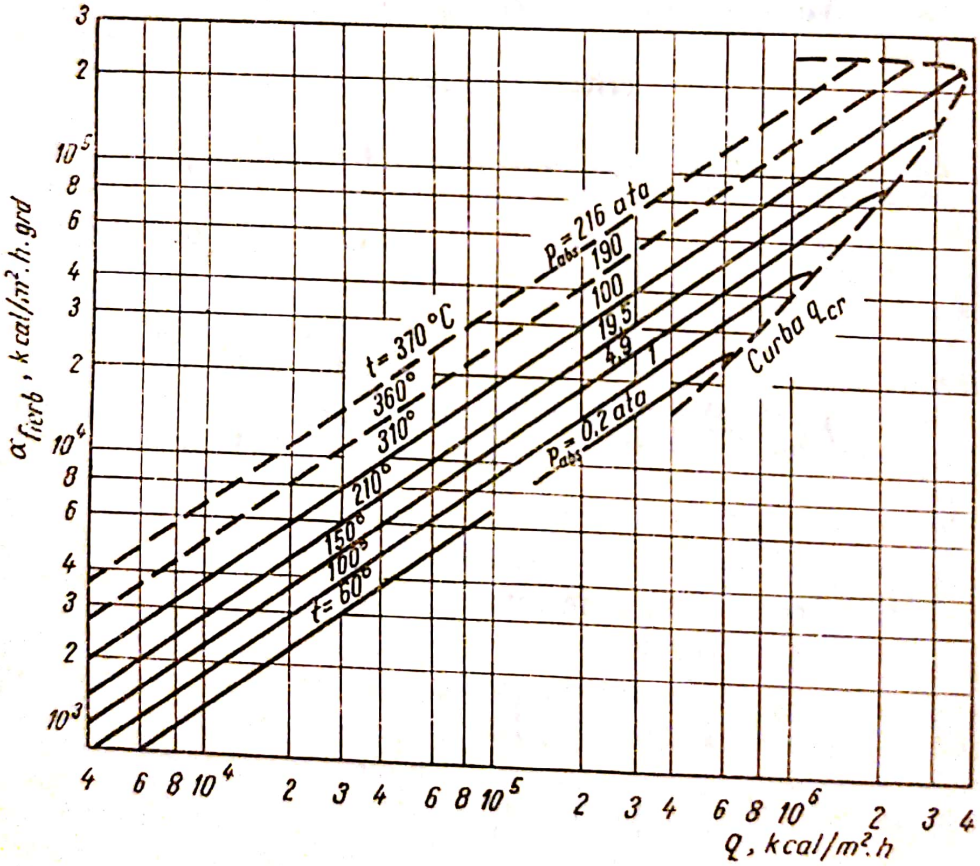


Fig. 4-9. Variația lui α_{fierb} în funcție de q și p la apă.

alamă, de cupru și de oțel cromat. Formulele nu țin seama de mișcarea forțată a lichidului și de condițiile de umezire a suprafeței de încălzire. Calculul cu aceste formule poate fi efectuat numai cînd există date sigure, privind parametrii fizici ai lichidelor.

Pentru apă, formula se simplifică. La fierberea cu bule a apei se pot folosi formulele:

$$\alpha = 3{,}14\ q^{0,7}\ p^{0,15} \quad [\mathrm{W/m^2 \cdot grd}]; \qquad (4\text{-}74\ c)$$

$$\alpha = 3\ q^{0,7}\ p^{0,15} \quad [\mathrm{kcal/m^2 \cdot h \cdot grd}]; \qquad (4\text{-}74\ d)$$

sau

$$\alpha = 45{,}3\ \Delta t^{2,33}\ p^{0,5} \quad [\mathrm{W/m^2 \cdot grd}]; \qquad (4\text{-}74\ e)$$

$$\alpha = 39\ \Delta t^{2,33}\ p^{0,5} \quad [\mathrm{kcal/m^2 \cdot h \cdot grd}] \qquad (4\text{-}74\ f)$$

Aici, p este exprimat în at.

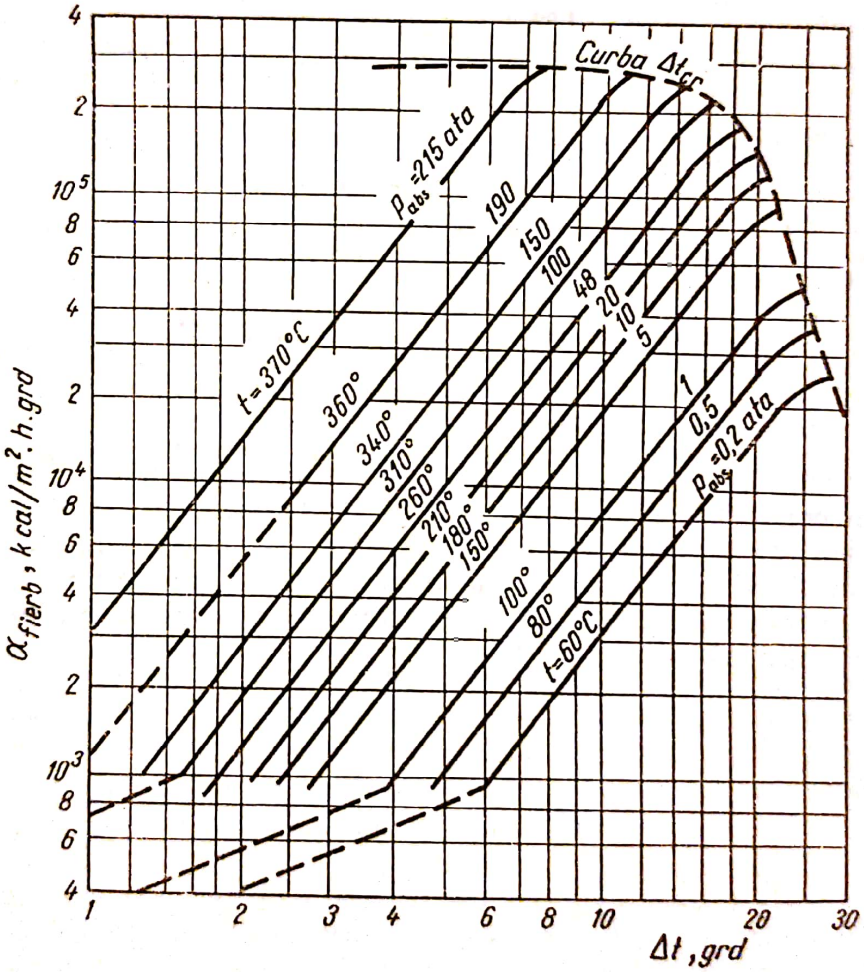


Fig. 4-10. Variația lui α_{fierb} în funcție de Δt și p la apă ($\Delta t = t_p - t_a$).

În figurile 4-9 și 4-10 este dată variația coeficientului parțial de transmitere a căldurii la apă în fierberea cu bule, conform formulelor (4-74 d) și (4-74 f).

40. Pentru calculul aproximativ al coeficientului parțial de transmitere a căldurii la fierberea cu bule a lichidelor în volum mare (și pe suprafața

exterioară a fasciculelor de ţevi) în convecţia naturală, pentru domeniul încărcărilor termice moderate pînă la 0,4 q_{cr} şi presiuni de la 0,2 la 10 ata, se poate folosi formula:

$$\alpha = 2{,}72\ \varphi\ p^{0,4}\ q^{0,7} \qquad [\mathrm{W/m^2 \cdot grd}]; \qquad (4\text{-}76)$$

$$\alpha = 2{,}6\ \varphi\ p^{0,4}\ q^{0,7} \qquad [\mathrm{kcal/m^2 \cdot h \cdot grd}], \qquad (4\text{-}76\,a)$$

în care:

φ este un factor care ţine seama de proprietăţile lichidului;

p este exprimat în at.

Valorile lui φ s-au stabilit experimental, pentru fierberea în conducte din metale neferoase [4-12]:

Lichidul	φ
Apă	1
Soluţie apoasă 9% de NaCl	0,86
Soluţie apoasă 24% de NaCl	0,62
Soluţie apoasă 26% de glicerină	0,83
Soluţie apoasă 25% de zahăr	0,57
Soluţie apoasă 10% de Na_2SO_4	0,91
Petrol lampant	0,31—0,59
Gazolină	0,27
Benzen	0,31
Alcool etilic	0,45
Alcool metilic	0,36
Heptan	0,46

41. După cum rezultă din formulele date mai sus pentru schimbul de căldură prin convecţie, coeficienţii parţiali de transmitere a căldurii depind în multe cazuri de temperatura necunoscută a suprafeţei peretelui. De aceea se admite mai întîi această temperatură (sau încărcarea termică q), apoi se calculează coeficientul parţial de transmitere a căldurii şi, în fine, se verifică valoarea admisă pentru t_p (sau q).

TRANSMITEREA CĂLDURII PRIN RADIAŢIA TERMICĂ A CORPURILOR SOLIDE

42. Cantitatea de căldură cedată prin radiaţie de corpul absolut negru se determină cu ajutorul legii lui Ştefan-Boltzman. În calculele tehnice această lege are următoarea formă:

$$Q_r = C_0 A \left(\frac{T}{100}\right)^4. \qquad (4\text{-}77)$$

Aici A este suprafaţa de radiaţie a corpului absolut negru.

Restul notaţiilor sînt trecute în tabela 4-8.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 4-8

Mărimea	Dimensiunea SI	Dimensiunea MKfS
Q_r — cantitatea de căldură radiată în unitatea de timp	$\frac{J}{s} = W$	$\frac{kcal}{h}$
A — suprafața de radiație	m^2	m^2
C_0 — coeficientul de radiație a corpului absolut negru	$C_0 = 5{,}7 \frac{W}{m^2 \cdot °K^4}$	$C_0 = 4{,}9 \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot °K^4}$
T_1 — temperatura absolută a suprafeței corpului mai cald	°K	°K
T_2 — temperatura absolută a suprafeței corpului mai rece	°K	°K
φ — coeficient unghiular	—	—
ε — gradul de negru al suprafeței	—	—

Cantitatea de căldură care trece prin radiație de la corpul mai cald la cel mai rece se determină cu ecuația:

$$Q_r = C_{1-2} A \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]\varphi . \qquad (4\text{-}78)$$

Notațiile — v. în tabela 4-8.

Coeficientul de radiație C_{1-2} depinde de așezarea reciprocă și de gradul de negru ε al suprafețelor ce radiază, cu temperaturile T_1 și T_2.

a) Dacă corpul 1 cu suprafața de radiație A_1 m² este situat în interiorul corpului 2 cu suprafața de radiație A_2m², atunci $A = A_1$, iar coeficientul unghiular $\varphi = 1$:

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{A_1}{A_2}\left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0}\right)} . \qquad (4\text{-}79)$$

Aici:

C_0 este coeficientul de radiație al corpului absolut negru;
$C_1 = \varepsilon_1 C_0$ — coeficientul de radiație al corpului 1, mai mic;
$C_2 = \varepsilon_2 C_0$ — coeficientul de radiație al corpului 2, mai mare;
ε_1 și ε_2 — gradul de negru al suprafețelor corpului mai mic și corpului mai mare.

Valorile lui ε pentru cîteva materiale sînt date în tabela XXIV.

b) Dacă suprafața A_2 este foarte mare în comparație cu suprafața A_1 (de exemplu un aparat dintr-o secție), adică raportul $\frac{A_1}{A_2} \approx 0$, atunci coeficientul de radiație $C_{1-2} = C_1$.

c) Pentru $A_1 = A_2$ (două suprafețe paralele, infinit de mari), rezultă:

$$C = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{4{,}9}} . \qquad (4\text{-}80)$$

Scanned with OKEN Scanner

43. Coeficientul total de transmitere a căldurii prin radiație și prin convecție este dat de relația:

$$\alpha = \alpha_r + \alpha_c \,, \tag{4-81}$$

în care:

$$\alpha_r = \frac{Q_r}{(T_1 - T_2)\,A} = \frac{C_{1-2}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]}{T_1 - T_2} \,, \tag{4-82}$$

α_c este coeficientul parțial de transmitere a căldurii prin convecție, determinat cu formulele corespunzătoare pentru curgere liberă sau forțată.

La calculul pierderilor de căldură în aparatura care se găsește în spații închise, la temperaturi ale suprafeței peretelui aparatelor pînă la 150°C, se poate utiliza formula aproximativă [4-1]:

$$\alpha = 9{,}74 + 0{,}07\ \Delta t \qquad [\mathrm{W/m^2 \cdot grd}]; \tag{4-83}$$

$$\alpha = 8{,}4 + 0{,}06\ \Delta t \qquad [\mathrm{kcal/m^2 \cdot h \cdot grd}], \tag{4-83 a}$$

în care:

α este coeficientul total de transmitere a căldurii prin radiație și prin convecție;

Δt — diferența de temperatură dintre suprafața peretelui și aerul înconjurător.

TRANSMITEREA CĂLDURII LA CONTACTUL DIRECT ÎNTRE FLUIDE

44. 1. Formula generalizată a lui Javoronkov și Furmer pentru determinarea coeficientului de transmitere a căldurii [0-24] obținută pentru cazul răcirii aerului cu apă în scrubere cu umplutură:

$$Ki = 0{,}01\ Re_g^{0,7}\, Re_l^{0,7}\, Pr_g^{0,33} \,, \tag{4-84}$$

în care:

$Ki = \frac{K d_{ech}}{\lambda_g}$ este criteriul lui Kirpicev;

$Re_g = \frac{4 w_f \rho_g}{\eta_g \sigma}$ — criteriul lui Reynolds pentru gaze;

$Re_l = \frac{4L}{\sigma \eta l}$ — criteriul lui Reynolds pentru lichide;

$Pr_g = \frac{c_p \eta_g}{\lambda_g}$ — criteriul lui Prandtl pentru gaze.

Scanned with OKEN Scanner

În aceste formule:

K este coeficientul total de transmitere a căldurii de la gaz la lichid, în W/m²·grd;

$d_{ech} = \frac{4V_l}{\sigma}$ — diametrul echivalent al umpluturii, în m;

V_l — volumul liber al stratului de umplutură, în m³/m³;

σ — suprafața specifică a umpluturii, în m²/m³;

w_f — viteza fictivă a gazului în scrubere, în m/s;

L — intensitatea de stropire a scruberului, în kg/m²·s;

λ_g — coeficientul de conductivitate termică a gazului, în W/m·grd;

η_g — viscozitatea dinamică a gazului, în N.s/m²;

ρ_g — densitatea gazului, în kg/m³;

η_l — viscozitatea dinamică a lichidului, în N·s/m²;

2. Formula generalizată pentru coeficienții de evaporare.

Ecuațiile criteriale de transfer de masă sînt analoge ecuațiilor de transfer parțial de căldură.

Pentru procesul de evaporare de pe suprafața unui lichid într-un curent turbulent de gaz în curgere forțată, ecuația transferului de masă are forma [7-7]:

$$Nu'_g = 0{,}027\ Re_g^{0,8}\ Pr_g'^{0,33}, \qquad (4\text{-}85)$$

în care:

$Nu'_g = \frac{kd}{D}$ — criteriul de difuziune al lui Nusselt;

$Pr'_g = \frac{\nu}{D}$ — criteriul de difuziune al lui Prandtl pentru gaz;

k — coeficientul de evaporare, în m/s;

D — coeficientul de difuziune, în m²/s;

ν — viscozitatea cinematică, în m²/s.

Pentru răcirea cu aer a apei, care curge ca peliculă în interiorul unor canale, prin care trece aer ($Pr'_g = 0{,}63$) s-a obținut formula:

$$Nu'_g = 0{,}019\ Re_g^{0,83}. \qquad (4\text{-}86)$$

TRANSMITEREA CĂLDURII ÎN REGIM NESTAȚIONAR

45. Dacă un lichid aflat într-un vas se încălzește de la temperatura t_1 la t_2 în timpul τ cu un alt lichid cu temperatura mai ridicată, atunci lichidul mai cald își va micșora temperatura de la T_1 la T. Lichidul mai cald circulă printr-o serpentină sau printr-o manta. Temperatura finală a lichidului mai cald T va scădea continuu în cazul procesului discontinuu, pe măsură

Scanned with OKEN Scanner

ce temperatura lichidului rece se ridică. La sfîrșitul procesului de încălzire, după τ s, temperatura T devine egală cu T_2.

Formulele de calcul

1. Ecuația transmiterii căldurii:

$$Q = KA\Delta t_{m\cdot i}\,\tau \qquad [J], \tag{4-87}$$

în care:

k este coeficientul de transmitere a căldurii, în $W/m^2 \cdot grd$;
A — suprafața de schimb de căldură, în m^2.

2. Diferența medie de temperatură pentru procesul discontinuu de încălzire a lichidului în vas se determină cu formula:

$$\Delta t_{m\cdot i} = \frac{t_2 - t_1}{2{,}3 \lg \dfrac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}} \cdot \frac{A-1}{2{,}3 \lg A}, \tag{4-88}$$

în care:

$$A = \frac{T_1 - t}{T_2 - t}. \tag{4-89}$$

Aici t este temperatura la un moment dat a lichidului care se încălzește Pentru tot procesul de schimb de căldură, care are loc în timpul τ, t rămîne egal cu t_2.

3. Temperatura medie finală a lichidului încălzitor:

$$T_{2m} = T_1 - \Delta t_{m\cdot i}\, 2{,}3 \lg A, \tag{4-90}$$

4. Debitul total al lichidului încălzitor se află din ecuația bilanțului termic:

$$Q = G_r c_r (t_2 - t_1) = G_c c_c (T_1 - T_{2m}), \tag{4-91}$$

în care:

G_r este cantitatea de lichid care se încălzește, în kg;
c_r — căldura specifică a lichidului rece, în $J/kg \cdot grd$;
G_c — cantitatea de lichid care încălzește, în kg;
c_c — căldura specifică a lichidului care încălzește, în $J/kg \cdot grd$.

46. Dacă un lichid cald aflat într-un vas se răcește de la temperatura T_1 la T_2 în timpul τ s cu un alt lichid mai rece care curge printr-o serpentină sau printr-o cămașă, atunci lichidul de răcire își va ridica temperatura de la t_1 la t. Temperatura finală a lichidului de răcire în procesul discontinuu va crește continuu pe măsura micșorării temperaturii lichidului din vas. La sfîrșitul procesului de răcire, după τ s temperatura t rămîne egală cu t_2.

Formulele de calcul

1. Ecuația transmiterii căldurii:

$$Q = KA\Delta t_{m\cdot r}\,\tau \qquad [J], \tag{4-92}$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

K este coeficientul de transmitere a căldurii, în W/m² · grd;
A — suprafața de schimb de căldură, în m².

2. Diferența medie de temperatură pentru procesul periodic de răcire a lichidului din vas se determină cu formula:

$$\Delta t_{m\cdot r} = \frac{T_1 - T_2}{2{,}3 \lg \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A - 1}{2{,}3\, A \lg A}, \qquad (4\text{-}93)$$

Mărimea A este constantă pentru toată durata procesului de răcire. La un anumit timp, cînd temperatura lichidului care se răcește este T, rezultă:

$$A = \frac{T - t_1}{T - t_2}. \qquad (4\text{-}94)$$

Pentru calculul suprafeței de schimb de căldură $T = T_2$, în care T_2 este temperatura finală a lichidului care se răcește.

3. Temperatura finală medie a lichidului care răcește este:

$$t_{2m} = t_1 + \Delta t_{m\cdot r}\, 2{,}3 \lg A. \qquad (4\text{-}95)$$

4. Debitul total al lichidului care se răcește se află din ecuația bilanțului termic:

$$Q = G_c \cdot c_c\,(T_1 - T_2) = G_r \cdot c_r\,(t_{2m} - t_1), \qquad (4\text{-}96)$$

în care:

G_c este cantitatea de lichid cald (care se răcește), în kg;
c_c — căldura specifică a lichidului care se răcește, în J/kg · grd;
G_r — cantitatea de lichid care răcește, în kg;
c_r — căldura specifică a lichidului care răcește, în J/kg·grd.

VALORILE ORIENTATIVE ALE COEFICIENȚILOR PARȚIALI ȘI TOTALI DE TRANSMITERE A CĂLDURII

47. În tabela 4-9 se dau valorile aproximative ale coeficienților parțiali de transmitere a căldurii α (rotunjiți) pentru apă și aer, calculați cu formulele date mai sus pentru cazurile principale de schimb de căldură prin convecție.

48. Valorile de orientare ale coeficienților de transmitere a căldurii K, obținuți din date practice pentru diverse cazuri de schimb de căldură, sînt date în tabela 4-10.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 4-9

Felul de transmitere a căldurii	Apă		Aer ($p = 1$ ata)		Observaţii
	$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$	$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$	
Curgere turbulentă forţată					
a) Curgere longitudinală (în lungul ţevilor)	1 200 — 5 800	1 000 — 5 000	35 — 60	30 — 50	Formula (4-27) cu $\frac{Pr}{Pr_p} = 1$ şi $\varepsilon_1 = 1$. Temperatura medie a fluidului: 30°C; $d = 30$ mm. Valorile lui α corespund vitezelor: pentru apă de la 0,2 la 1,5 m/s (Re = 7 500 ÷ 56 000); pentru aer 8 — 15 m/s (Re = = 15 000 ÷ 28 000).
b) Curgere transversală	3 100 — 10 000	2 700 — 9 000	70 — 100	60 — 90	Formula (4-37), fascicul de ţevi aşezate decalat; $\varepsilon_\varphi = 1$. Restul ca în cazul precedent.
Curgere laminară forţată	310 — 430	270 — 370	4 — 6	3 — 4	Formula (4-33) Temperatura medie a fluidului: 30°C; $d = 30$ mm; temperatura medie a peretelui: 55°C. Valorile lui α corespund vitezelor: pentru apă 0,02 — 0,05 m/s ($Re \approx 750 \div 1\,900$); pentru aer 0,4 — 1,0 m/s (Re = 750 ÷ 1 900).
Curgere liberă	350 — 930	300 — 800	4 — 9	3 — 8	Formula (4-53) Temperatura medie a stratului limită: 30°C. Valorile lui α corespund la $\Delta t = 5 \div 50$ grd.
Fierberea apei	2 000 — 24 000	1 700 — 21 000	—	—	Formula (4-74e). Presiunea atmosferică. Valorile lui α corespund la $\Delta t = 5 \div 15$ grd.
Condensarea vaporilor de apă saturaţi pe suprafaţa exterioară a unei ţevi orizontale	9 300 — 15 000	8 000 — 13 000	—	—	Formula (4-66). Presiunea vaporilor saturaţi: 4 ata; $d = 30$ mm. Valorile lui α corespund la $\Delta t = 35 \div 5$ grd.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 4-10

Felul de transmitere a căldurii	Curgere forțată		Curgere liberă	
	$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$	$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$
Gaz — gaz (la presiuni obișnuite)	10—40	10—30	4—12	3—10
Gaz — lichid (răcitoare de gaz)	10—60	10—50	6—20	5—15
Vapori în condensare — gaz (încălzitoare de aer)	10—60	10—50	6—12	5—10
Lichid — lichid (apă)	800—1 700	700—1 500	140—340	120—300
Lichid — lichid (ulei)	120—270	100—250	30—60	25—50
Vapori în condensare — apă (încălzitoare)	800—3 500	700—3 000	300—1 200	250—1 000
Vapori în condensare — lichid organic (încălzitoare)	120—340	100—300	60—170	50—150
Vapori de substanțe organice în condensare — apă (condensatoare)	340—870	300—750	230—460	200—400
Vapori în condensare — apă în fierbere (evaporatoare)	—	—	300—3 500	250—3 000

EXEMPLE

Exemplul 1. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică al metanului lichid la $t = -160{,}6°C$ în unitățile sistemelor SI și MKfS.

Rezolvare. Metanul lichid face parte dintre lichidele neasociate.

a) Calculul în SI, formula (4-1):

$$\lambda = Ac\rho \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}} = 4{,}22 \cdot 10^{-8} \cdot 3{,}47 \cdot 10^3 \cdot 423 \sqrt[3]{\frac{423}{16}} = 0{,}184 \frac{W}{m \cdot grd},$$

în care:

$A = 4{,}22 \cdot 10^{-8}$ este coeficientul pentru lichide neasociate;

$c = 3{,}47 \cdot 10^3$ J/kg · grd — căldura specifică a metanului lichid la $T = 112{,}55°K$;

$\rho = 423$ kg/m³ — densitatea metanului lichid;

$M = 16$ — masa molară a metanului.

b) Calculul în MKfS, formula (4-1 a):

$$\lambda = Ac\gamma \sqrt[3]{\frac{\gamma}{M}} = 1{,}52 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}828 \cdot 423 \sqrt[3]{\frac{423}{16}} = 0{,}159 \frac{kcal}{m \cdot h \cdot grd},$$

în care:

$c = 0{,}828$ kcal/kgf·grd — căldura specifică a metanului lichid la $t = -160{,}6°C$ [4-10, pag. 210];

$\gamma = 423$ kgf/m³ — greutatea specifică a metanului lichid la $t = -160{,}6°C$ [4-10, p. 261];

$M = 16$ — greutatea molară a metanului.

Scanned with OKEN Scanner

Verificare. Din tabele [4—13, p. 157], coeficientul de conductivitate termică al metanului la $t = 160{,}6°C$ are valoarea de 0,167 kcal/m·h·grd, sau de 194 W/m·grd. Eroarea făcută, calculînd cu formula (4-1) în condițiile exemplului, este:

$$\Delta = \frac{0{,}194 - 0{,}184}{0{,}194} \cdot 100 = 5{,}2\%.$$

Exemplul 2. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică pentru aerul uscat la 300°C în unitățile sistemelor SI și MKfS.

Rezolvare

a) în sistemul SI, formula (4-2):

$$\lambda = Bc_v\,\eta = 1{,}9 \cdot 0{,}748 \cdot 10^3 \cdot 2{,}97 \cdot 10^{-5} = 0{,}0422 \text{ W/m·grd},$$

în care:

B = 1,9 este coeficientul pentru aer (gaz biatomic);

c — căldura specifică la volum constant, care se determină din raportul $\frac{c_p}{c_v} = 1{,}4$;

$$c_v = \frac{c_p}{1{,}4} = \frac{1{,}048 \cdot 10^3}{1{,}4} = 0{,}748 \cdot 10^3 \text{ J/kg·grd};$$

$c_p = 1{,}048 \cdot 10^3$ J/kg·grd — căldura specifică a aerului uscat la 300°C;

$\eta = 2{,}97 \cdot 10^{-5}$ kg/m·s — viscozitatea aerului la 300°C.

b) în sistemul MKfS, formula (4-2 a):

$$\lambda = Bc_v\eta\, g \cdot 3600 = 1{,}9 \cdot 0{,}179 \cdot 3{,}03 \cdot 10^{-6} \cdot 9{,}81 \cdot 3600 = 0{,}0364 \text{ kcal/m·h·grd}.$$

Aici:

$\eta = 3{,}03 \cdot 10^6$ kgf·s/m² — viscozitatea aerului la 300°C;

c_v — căldura specifică la volum constant, determinată din raportul $\frac{c_p}{c_v} = 1{,}4$;

$$c_v = \frac{c_p}{1{,}4} = \frac{0{,}250}{1{,}4} = 0{,}179 \text{ kcal/kgf·grd};$$

$c_p = 0{,}250$ kcal/kgf·grd — căldura specifică a aerului uscat la 300°C.

Verificare. În tabela XXX, coeficientul de conductivitate termică al aerului uscat la 300°C are valoarea de 0,0396 kcal/m·h·grd sau de 0,0459 W/m·grd. Eroarea făcută, calculînd cu formula 4-2 în condițiile exemplului este:

$$\Delta = \frac{0{,}0459 - 0{,}0422}{0{,}0459} \cdot 100 = 8{,}0\%.$$

Exemplul 3. Să se calculeze coeficientul de conductivitate termică la 0°C al unui amestec de gaze cu următoarea compoziție procentuală în volume: H_2 — 50; CO—40; N_2 — 10, în sistemul SI și MKfS.

Rezolvare. Nu se poate calcula coeficientul de conductivitate termică al unui amestec de gaze după regula aditivității. Pentru un calcul de orientare

se poate determina coeficientul de conductivitate termică al unui amestec de gaze cu formula (4-2). Se scot din tabela IV valorile constantelor fizico-chimice la 0°C pentru diverşii componenţi ai amestecului gazos:

Componentul	ρ_0, kg/m³ (0°C, 760 mm Hg)	c_v J/kg·grd	c_v kcal/kgf·grd	$k = \frac{c_p}{c_v}$	η cP	η N·s/m²	λ W/m·grd	λ kcal/m·h·grd
H_2	0,09	$10,14 \cdot 10^3$	2,42	1,41	0,00842	$0,00842 \cdot 10^{-3}$	0,1624	0,14
CO	1,25	$0,75 \cdot 10^3$	0,18	1,4	0,0166	$0,0166 \cdot 10^{-3}$	0,0225	0,0194
N_2	1,251	$0,75 \cdot 10^3$	0,178	1,4	0,017	$0,017 \cdot 10^{-3}$	0,0227	0,0196

Se află compoziţia, în procente de masă, a amestecului gazos:

Componentul	m³ (% de vol.)	kg (% de vol. ρ_0)	% de masă
H_2	50	$50 \cdot 0,09 = 4,5$	6,7
CO	40	$40 \cdot 1,25 = 50,0$	74,6
N_2	10	$10 \cdot 1,251 = 12,52$	18,7
Total	100	67,0	100,0

Se calculează c_v pentru amestecul gazos:

$$c_v = 0,067 \cdot 10,14 \cdot 10^3 + 0,746 \cdot 0,75 \cdot 10^3 + 0,187 \cdot 0,75 \cdot 10^3 = 1,379 \cdot 10^3 \text{ J/kg·grd}$$

$$c_v = 0,067 \cdot 2,42 + 0,746 \cdot 0,18 + 0,187 \cdot 0,178 = 0,329 \text{ kcal/kgf·grd}$$

Se află viscozitatea amestecului de gaze cu formula (1.11) şi din tabela IX:

$$\eta_{am} = \frac{(0,5 \cdot 8,13 \cdot 0,00842 + 0,4 \cdot 61,4 \cdot 0,0166 + 0,1 \cdot 59,5 \cdot 0,017) \cdot 10^{-3}}{0,5 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 59,5} =$$

$$= 0,0156 \cdot 10^{-3} \text{ N·s/m}^2;$$

$$\eta_{am} = \frac{0,5 \cdot 8,13 \cdot 0,00842 + 0,4 \cdot 61,4 \cdot 0,0166 + 0,1 \cdot 59,5 \cdot 0,017}{0,5 \cdot 8,13 + 0,4 \cdot 61,4 + 0,1 \cdot 59,5} = 0,0156 \text{ cP}.$$

Se calculează coeficientul B din formula (4-2):

$$B = 0,25\ (9 \cdot 1,4 - 5) = 1,9.$$

Se determină coeficientul de conductivitate termică aproximativ al amestecului de gaze λ_{am} din formula (4-2):

$$\lambda_{am} = Bc_v\eta = 1,9 \cdot 1,379 \cdot 10^3 \cdot 0,0156 \cdot 10^{-3} = 0,041 \text{ W/m·grd}.$$

$$\lambda_{am} = B\,c_v\eta g \cdot 3\,600 = 1,9 \cdot 0,329 \cdot \frac{0,0156}{9\,810} \cdot 9,81 \cdot 3\,600 = 0,035 \frac{\text{kcal}}{\text{m·h·grd}}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 4. Peretele unui cuptor constă din două straturi: *a)* cărămidă refractară ($\delta_1 = 500$ mm); *b)* cărămidă de construcţie ($\delta_2 = 250$ mm). Temperatura în interiorul cuptorului este de 1 300°C, iar temperatura mediului înconjurător de 25°C. Să se determine: *a)* pierderile de căldură pe 1 m² de suprafaţă a peretelui şi *b)* temperatura t_3 la limita de separaţie dintre straturile de cărămizi refractare şi de construcţie. Coeficientul parţial de transmitere a căldurii de la gaze la perete este $\alpha_1 = 34{,}8$ W/m²·grd, adică 30 kcal/m²·h·grd; coeficientul parţial de transmitere al căldurii de la perete la aer este $\alpha_2 = 16{,}2$ W/m²·grd, adică 14 kcal/m²·h·grd. Coeficientul de conductivitate termică al cărămizilor refractare este $\lambda_1 = 1{,}16$ W/m·grd, adică 1 kcal/m·h·grd; coeficientul de conductivitate termică al cărămizilor de construcţie este $\lambda_2 = 0{,}58$ W/m·grd, adică 0,5 kcal/m·h·grd.

Rezolvare. Schema procesului de transmitere a căldurii este reprezentată în figura 4-11.

a) Coeficientul total de transmitere a căldurii este:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34{,}8} + \frac{0{,}5}{1{,}16} + \frac{0{,}25}{0{,}58} + \frac{1}{16{,}2}} = 1{,}05 \text{ W/m}^2\cdot\text{grd},$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{30} + \frac{0{,}5}{1{,}0} + \frac{0{,}25}{0{,}5} + \frac{1}{14}} = 0{,}905 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

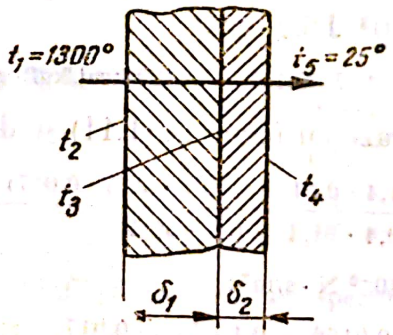


Fig. 4-11. (La exemplul 4).

Pierderile de căldură pe 1 m² de suprafaţă a peretelui sînt:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1{,}05(1\,300 - 25) = 1\,340 \text{ W/m}^2,$$

$$q = 0{,}905\,(1\,300 - 25) = 1155 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h}$$

b) Temperatura t_3 la limita între straturile de cărămidă refractară şi de construcţie se află din ecuaţia:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3),$$

din care se obține:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1\,300 - \frac{1\,340}{34{,}8} = 1\,261°C,$$

$$t_3 = t_2 - \frac{q\,\delta_1}{\lambda_1} = 1\,261 - \frac{1\,340 \cdot 0{,}5}{1{,}16} = 684°C,$$

$$t_2 = 1\,300 - \frac{1\,155}{30} = 1\,261°C,$$

$$t_3 = 1\,261 - \frac{1\,155 \cdot 0{,}5}{1{,}0} = 684°C.$$

Cărămida de construcție poate fi folosită pînă la 800°C. Prin urmare, temperatura de 684°C este admisibilă.

Exemplul 5. Să se determine temperatura interioară t_2 și exterioară t_3 a suprafețelor peretelui unui schimbător de căldură și, de asemenea, temperatura t_4 a suprafeței exterioare a izolației, care acoperă aparatul.

Temperatura lichidului în schimbătorul de căldură este $t_1 = 80°C$, iar a aerului exterior $t_5 = 10°C$.

Schimbătorul de căldură este făcut din oțel; grosimea peretelui $\delta_{of} = 5$ mm; grosimea izolației $\delta_{iz} = 50$ mm. Coeficientul parțial de transmitere a căldurii de la lichid la peretele aparatului $\alpha_1 = 232$ W/m²·grd, adică 200 kcal/m²·h·grd; coeficientul parțial de transmitere a căldurii de la suprafața izolației la aer $\alpha_2 = \alpha_r + \alpha_c = 10{,}4$ W/m²·grd, adică 9 kcal/m²·h·grd; coeficientul de conductivitate termică al izolației $\lambda_{iz} = 0{,}12$ W/m·grd, adică 0,1 kcal/m·h·grd.

Rezolvare. În figura 4-12 este reprezentată o secțiune prin peretele unui aparat, acoperit cu izolație.

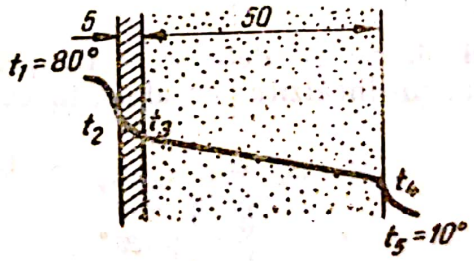


Fig. 4-12. (La exemplul 5).

Coeficientul total de transmitere al căldurii este:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{of}}{\lambda_{of}} + \frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}} + \frac{1}{\alpha_1}} = \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0{,}005}{4{,}64} + \frac{0{,}05}{0{,}12} + \frac{1}{10{,}4}} = 1{,}86\ \frac{W}{m^2 \cdot grd};$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{200} + \frac{0{,}005}{40} + \frac{0{,}05}{0{,}1} + \frac{1}{9}} = \frac{1}{0{,}005 + 0{,}000125 + 0{,}5 + 0{,}111} = 1{,}6\ \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}.$$

Pierderile de căldură pe 1m² de suprafață a aparatului sînt:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1{,}86(80 - 10) = 130 \text{ W/m}^2,$$

$$q = 1{,}6\,(80 - 10) = 112 \text{ kcal/m}^2\text{.h}.$$

Temperaturile t_2, t_3 și t_4 se determină din sistemul de ecuații:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_{ot}}{\delta_{ot}}(t_2 - t_3) = \alpha_2(t_4 - t_5).$$

Temperatura suprafeței interioare a peretelui aparatului va fi:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{130}{232} = 79{,}4°\text{C},$$

$$t_2 = 80 - \frac{112}{200} = 79{,}4°\text{C}.$$

Temperatura suprafeței exterioare a peretelui aparatului va fi:

$$t_3 = t_2 - q\frac{\delta_{ot}}{\lambda_{ot}} = 79{,}4 - \frac{130 \cdot 0{,}005}{46{,}4} = 79{,}4°\text{C},$$

$$t_3 = 79{,}4 - \frac{112 \cdot 0{,}005}{40} = 79{,}4°\text{C}.$$

Temperatura suprafeței exterioare a izolației va fi:

$$t_4 = -\frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{130}{10{,}4} + 10 = 22{,}4°\text{C},$$

$$t_4 = \frac{112}{9} + 10 = 22{,}4°\text{C}.$$

Se vede că se poate neglija rezistența termică a peretelui de oțel în prezența izolației ($t_2 \approx t_3$).

Exemplul 6. Să se determine temperaturile suprafețelor peretelui t_2 și t_5 (fig. 4-13) la un încălzitor cu abur, în care se încălzește cu abur de 4 ata:

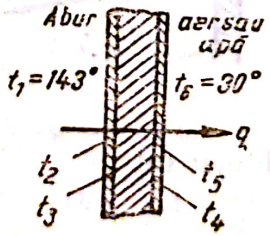


Fig. 4-13. (La exemplul 6).

a) aer la presiunea atmosferică; *b)* apă. Temperatura medie la aer și apă este de 30°C. Grosimea peretelui țevii de oțel $\delta_{ot} = 4$ mm. Coeficienții parțiali de transmitere a căldurii pentru abur, aer și apă se iau, cu aproximație, din tabela 4-9 (se ia valoarea medie; la aer și apă — curgere turbulentă în lungul țevilor). Se ține seama de depunerile pe suprafețe.

Rezolvare. Temperaturile suprafețelor peretelui t_2 și t_5 se află din sistemul de ecuații:

$$q = K\Delta t_{tot} = \alpha_1(t_1 - t_2) = \alpha_2(t_5 - t_6).$$

Temperatura de condensare a vaporilor de apă la 4 ata este de 143°C (v. tabela LV).

a) Abur — aer

Coeficientul total de transmitere a căldurii este:

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{dep\cdot 1} + \frac{\delta_{of}}{\lambda_{of}} + r_{dep\cdot 2} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2\,320} + \frac{0{,}004}{46{,}4} + \frac{1}{2\,320} + \frac{1}{46{,}4}} = 44{,}3\ \frac{W}{m^2\cdot grd};$$

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2\,000} + \frac{0{,}004}{40} + \frac{1}{2\,000} + \frac{1}{40}} = 38{,}2\ \frac{kcal}{m^2\cdot h\cdot grd}.$$

Aici s-au luat din tabela 4-9:

— pentru abur $\alpha_1 = 13\,300$ W/m².grd, adică 11 500 kcal/m²·h·grd;
— pentru aer $\alpha_2 = 46{,}4$ W/m².grd, adică 40 kcal/m²·h·grd.

Conductivitatea termică a depunerilor pe cele două suprafețe ale peretelui s-au luat din tabela 31:

$\frac{1}{r_{dep\cdot 1}} = 2\,320$ și $\frac{1}{r_{dep\cdot 2}} = 2\,320$ W/m²·grd, adică 2 000 kcal/m²·h·grd.

Conductivitatea termică a oțelului este (v. tabela XXVIII):

$$\lambda_{of} = 46{,}4 \text{ W/m.grd, adică } 40 \text{ kcal/m·g·grd.}$$

Încărcarea termică va fi:

$$q_1 = K_1(t_1 - t_6) = 44{,}3(143 - 30) = 5\,010 \text{ W/m}^2;$$

$$q_1 = 38{,}2(143 - 30) = 4\,320 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h}.$$

Temperatura t_2 este:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{5\,010}{13\,300} = 142{,}6°C;$$

$$t_2 = 143 - \frac{4\,320}{11\,500} = 142{,}6°C.$$

Scanned with OKEN Scanner

Temperatura t_5 este:

$$t_5 = t_6 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{5\,010}{46{,}4} = 138°C\ ;$$

$$t_5 = 30 + \frac{4\,320}{40} = 138°C.$$

b) Abur — apă

Coeficientul total de transmitere a căldurii este:

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + r_{dep\cdot 1} + \frac{\delta_{ot}}{\lambda_{ot}} + r_{dep\cdot 2} + \frac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{13\,300} + \frac{1}{2\,320} + \frac{0{,}004}{46{,}4} + \frac{1}{2\,320} + \frac{1}{3\,420}} = 761\ \frac{W}{m^2\cdot grd};$$

$$K_2 = \frac{1}{\frac{1}{11\,500} + \frac{1}{2\,000} + \frac{0{,}004}{40} + \frac{1}{2\,000} + \frac{1}{2\,950}} = 656\ \frac{kcal}{m^2\cdot h\cdot grd}.$$

Aici coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru apă $\alpha_2 = 3\,420$ W/m²·grd, adică 2 950 kcal/m²·h·grd se găsește în tabela 4-9.

Încărcarea termică va fi:

$$q_2 = K_2(t_1 - t_6) = 761(143 - 30) = 86\,000\ W/m^2;$$

$$q_2 = 656(143 - 30) = 74\,100\ kcal/m^2\cdot h.$$

Temperatura t_2 este:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{86\,000}{13\,300} = 136{,}5°C;$$

$$t_2 = 143 - \frac{74\,100}{11\,500} = 136{,}5°C.$$

Temperatura t_5 este:

$$t_5 = t_6 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{86\,000}{3\,420} = 55{,}2°C;$$

$$t_5 = 30 + \frac{74\,100}{2\,950} = 55{,}2°C\ .$$

Din compararea cazurilor *a)* și *b)* rezultă că atunci cînd celelalte condiții rămîn egale, temperatura peretelui t_5 este cu atît mai mică cu cît este mai mare coeficientul parțial de transmiterea a căldurii α_2, adică:

— pentru $\alpha_2 = 46{,}4$ W/m²·grd, adică 40 kcal/m²·h·grd, $t_5 = 138°C$;

— pentru $\alpha_2 = 3\,420$ W/m²·grd, adică 2 950 kcal/m²·h·grd, $t_5 = 55{,}2°C$.

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 7. Pe suprafeţele ţevilor unui schimbător cu ţevi, cu grosimea peretelui de 4 mm, se află pe o parte rugină cu rezistenţa termică de 0,00043 $m^2 \cdot grd/W$, adică 0,0005 $m^2 \cdot h \cdot grd/kcal$, iar pe cealaltă parte piatră cu grosimea $\delta = 0{,}5$ mm şi $\lambda = 1{,}74$ W/m·grd, adică 1,5 kcal/m·h·grd. Care va fi valoarea maximă a coeficientului total de transmitere a căldurii, cînd α_1 şi α_2 sînt foarte mari?

Rezolvare. Se foloseşte formula (4-11):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_2}}.$$

Dacă se admite că coeficienţii α_1 şi α_2 sînt atît de mari încît suma $\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}$ se poate neglija în comparaţie cu Σr_p, atunci valoarea maximă posibilă a coeficientului total de transmitere a căldurii va fi egal cu conductivitatea termică totală a peretelui şi depunerilor, adică:

$$K = \frac{1}{\Sigma r_p},$$

$$\Sigma r_p = r_{rug} + \frac{\delta_{of}}{\lambda_{of}} + \frac{\delta_p}{\lambda_p} = 0{,}00043 + \frac{0{,}04}{46{,}4} + \frac{0{,}0005}{1{,}74} = 0{,}0008 \frac{m^2 \cdot grd}{W};$$

$$\Sigma r_p = 0{,}0005 + \frac{0{,}004}{40} + \frac{0{,}0005}{1{,}5} = 0{,}00093 \frac{m^2 \cdot h \cdot grd}{kcal},$$

în care 46,4 W/m·grd, adică 40 kcal/m·h·grd, este conductivitatea termică a oţelului (v. tabela XXVIII).

Valoarea maximă teoretic posibilă a coeficientului total de transmitere a căldurii este:

$$K = \frac{1}{0{,}0008} = 1\,250 \frac{W}{m^2 \cdot grd};$$

$$K = \frac{1}{0{,}00093} = 1070 \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}.$$

Pentru că suma $\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}$ nu poate fi egală cu zero, atunci valoarea reală a coeficientului total de transmitere a căldurii este totdeauna mai mică decît 1 250 $W/m^2.grd$, adică 1 070 $kcal/m^2.h.grd$.

Prin urmare, coeficientul total de transmitere a căldurii este totdeauna mai mic decît conductivitatea termică totală a peretelui şi a depunerilor.

Exemplul 8. Căldura care iese o dată cu reziduul dintr-o instalaţie de cracare se utilizează pentru încălzirea ţiţeiului ce intră pentru prelucrare în acea instalaţie. Să se determine diferenţa medie de temperatură între reziduul de la cracare care cedează căldura şi ţiţeiul care se încălzeşte, dacă reziduul are: $t_{in} = 300°C$, $t_{fin} = 200°C$, iar ţiţeiul care se încălzeşte are $t_{in} = 25°C$ şi $t_{fin} = 175°C$.

Rezolvare. În această problemă sînt posibile două cazuri:

C a z u l 1. Curgerea paralelă, adică ambele lichide se mișcă în același sens. În acest caz:

$$\begin{array}{ccc} 300 & \longrightarrow & 200 \\ \frac{25}{275} & \longrightarrow & \frac{175}{25} \end{array} \qquad \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{275}{25} > 2,$$

deci:

$$\Delta t_m = \frac{275 - 25}{2{,}3 \lg \frac{275}{25}} = 104°\text{C}.$$

C a z u l 2. Curgere în contracurent, adică cele două lichide curg în sensuri contrare.

În acest caz:

$$\begin{array}{ccc} 300 & \longrightarrow & 200 \\ \frac{175}{125} & \longleftarrow & \frac{25}{175} \end{array} \qquad \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{175}{125} < 2,$$

deci:

$$\Delta t_m = \frac{125 + 175}{2} = 150°\text{C}.$$

Dacă diferența medie de temperatură pentru contracurent s-ar fi calculat ca medie logaritmică, în loc de 150°C s-ar fi obținut 149°C.

Din calculul de mai sus rezultă că, menținînd celelalte condiții egale, diferența de temperatura la contracurent este mai mare decît la echicurent.

Trebuie să se menționeze că în cazul curgerii în contracurenți, lichidul (țițeiul) poate fi încălzit pînă la o temperatură mult mai ridicată decît 175°C (de exemplu, pînă la 290°C), iar reziduul de cracare poate fi răcit mult sub 200°C. În aceasta constă avantajul principal al curgerii în contracurent.

Exemplul 9. Într-un condensator tubular în contracurent intră 200 kg/h amoniac la presiunea de 11,9 ata și la temperatura de 95°C.

Condensatorul este răcit cu apă, care intră la temperatura de 15°C. Amoniacul lichid iese din aparat la temperatura de condensare.

Ce cantitate de apă trebuie să se introducă în aparat dacă se admite că diferența minimă de temperatură între amoniac și apă în condensator este de 5°C? Ce temperatură va avea apa la ieșirea din condensator și care va fi diferența medie de temperatură Δt_m în aparat?

Rezolvare. Din diagrama T—S pentru amoniac (fig. XXX) sau din tabela 45 se găsește că temperatura de condensare a amoniacului la presiunea de 11,9 ata

este de 30°C. Prin urmare, amoniacul, care intră în condensator la temperatura de 95°C, se află în stare de vapori supraîncălziți. Pentru răcirea lui la presiunea constantă $p = 11{,}9$ ata de la 95°C pînă la începutul condensării, adică pînă la 30°C, trebuie preluată următoarea cantitate de căldură:

$$Q_1 = \frac{200\,(1\,647 \cdot 10^3 - 1\,467 \cdot 10^3)}{3\,600} \approx 10\,000 \text{ W},$$

$$Q_1 = 200(393 - 350) = 8\,600 \text{ kcal/h},$$

în care $1\,647 \cdot 10^3$ și $1\,467 \cdot 10^3$ J/kg (393 și 350 kcal/kgf) reprezintă entalpiile amoniacului la presiunea constantă $p = 11{,}9$ ata și la temperaturile de 95 și 30°C (v. diagrama T—S).

Pentru ca apoi vaporii de amoniac să condenseze, trebuie să se preia încă o cantitate de căldură:

$$Q_2 = \frac{200\,(1\,467 \cdot 10^3 - 323 \cdot 10^3)}{3\,600} = 63\,600 \text{ W};$$

$$Q_2 = 200(350 - 77) = 54\,600 \text{ kcal/h},$$

în care $323 \cdot 10^3$ J/kg (77 kcal/kgf) este conținutul caloric al amoniacului lichid la $p = 11{,}9$ ata și $t = 30$°C.

Prin urmare, apa trebuie să preia în total:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 10\,000 + 63\,600 = 73\,600 \text{ W};$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 8\,600 + 54\,600 = 63\,200 \text{ kcal/h}.$$

Variația temperaturii amoniacului în condensator, în funcție de cantitatea de căldură cedată, este arătată în figura 4-14.

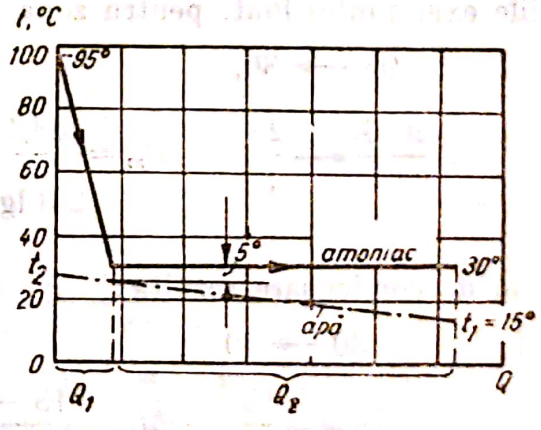


Fig. 4-14. (La exemplul 9).

Pornind de la condiția, că în condensator între temperatura amoniacului și a apei nu trebuie să fie o diferență mai mică de 5°C, se admite temperatura apei în secțiunea condensatorului, unde începe condensarea amoniacului și unde se află cea mai mică diferență de temperatură, egală cu 30 — — 5 = 25 grd.

În acest caz, debitul de apă necesar se poate calcula cu ajutorul ecuației:

$$63\,600 = G_a\,4{,}19 \cdot 10^3(25 - 15);$$

$$54\,600 = G_a\,1(25 - 15),$$

de unde:

$$G_a = 1{,}515 \text{ kg/s} = 5\,460 \text{ kg/h}.$$

Temperatura apei la ieșirea din condensator t_2 se determină cu ajutorul ecuației:

$$73\,600 = 1{,}515 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3(t_2 - 15);$$

$$63\,200 = 5\,460 \cdot 1(t_2 - 15)$$

de unde:

$$t_2 = \frac{73\,600}{1{,}515 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3} + 15 = 26{,}6°\text{C},$$

$$t_2 = \frac{63\,200}{5\,460} + 15 = 26{,}6°\text{C}.$$

Diferența medie de temperatură din aparat nu poate fi calculată în cazul de față ca medie logaritmică între diferențele de la capăt (95 — 26,6) și (30 — 15), deoarece produsul Gc pentru amoniac nu rămîne constant de-a lungul suprafeței de schimb de căldură (G — debitul de masă, în kg/h; c —căldura specifică în, J/kg · grd). De aceea, se împarte condensatorul în două zone — zona de răcire a vaporilor supraîncălziți și zona de condensare — și pentru fiecare zonă în parte se determină diferența medie de temperatură. În condițiile exemplului luat, pentru zona de răcire se obține:

$$95 \longrightarrow 30,$$

$$\frac{26{,}6}{68{,}4} \longleftarrow \frac{25}{5} \qquad \Delta t_m = \frac{68{,}4 - 5}{2{,}3 \lg \frac{68{,}4}{5}} = 24{,}3°\text{C}.$$

Pentru zona de condensare rezultă:

$$30 \longrightarrow 30$$

$$\frac{25}{5} \longleftarrow \frac{15}{15} \qquad \Delta t_m = \frac{15 - 5}{2{,}3 \lg \frac{15}{5}} = 9{,}1°\text{C}$$

Exemplul 10. Să se determine diferența medie de temperatură într-un schimbător cu mai multe treceri, care are o singură trecere prin spațiul intertubular și două treceri în cel tubular (fig. 4-15).

Temperatura inițială a lichidului fierbinte ..... $T_1 = 80°C$.
Temperatura finală a lichidului fierbinte ..... $T_2 = 40°C$
Temperatura inițială a lichidului rece ..... $t_1 = 20°C$.
Temperatura finală a lichidului rece ..... $t_2 = 40°C$.

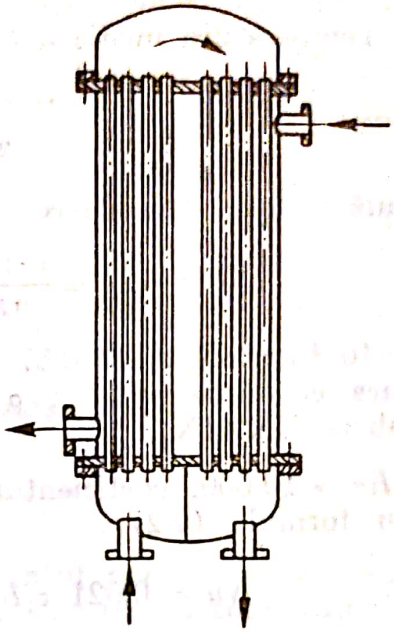


Fig. 4-15. (La exemplul 10).

Rezolvare. Se utilizează formula (4-17):

$$\Delta t_m = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{contr}.$$

Se calculează diferența medie de temperatură pentru contracurent:

$$\begin{array}{l} 80 \longrightarrow 40, \\ \dfrac{40}{40} \longleftarrow \dfrac{20}{20} \end{array} \qquad \Delta t_{contr} = \frac{40 + 20}{2} = 30 \text{ °C}.$$

Se determină valorile P și R:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 20}{80 - 20} = 0{,}33,$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{80 - 40}{40 - 20} = 2.$$

Din graficul respectiv (fig. VIII), pentru curent mixt se găsește valoarea coeficientului de corecție $\varepsilon_{\Delta t}$. La $P = 0{,}33$ și $R = 2$, $\varepsilon_{\Delta t} = 0{,}86$. Deci, diferența medie de temperatură în schimbător va fi:

$$\Delta t_m = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{contr} = 0{,}86 \cdot 30 = 25{,}8°C.$$

Exemplul 11. Să se calculeze coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru apa care se încălzește într-un schimbător de căldură tubular, format din țevi cu diametrul de 40 × 2,5 mm. Apa circulă prin țevi cu viteza de 1 m/s și se încălzește de la 15 la 80°C.

Rezolvare. Temperatura medie a apei este:

$$t_{m\cdot apă} = \frac{15 + 80}{2} = 47{,}5°C.$$

Se determină regimul de curgere:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{1 \cdot 0{,}035 \cdot 989}{0{,}57 \cdot 10^{-3}} = 60\,800,$$

în care $0{,}75 \cdot 10^{-3}$ kg/m.s, adică 0,57 cP, este viscozitatea apei (v. tabela V), la temperatura ei medie 47,5°C; $\rho = 989$ kg/m³ este densitatea apei la 47,5°C (v. tabela XXXIX).

Deoarece $Re > 10\,000$, coeficientul parțial de transmitere a căldurii se determină cu formula (4-27):

$$Nu = 0{,}021\ \varepsilon_1 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}.$$

Aici:

$$\varepsilon_1 = 1 \text{ pentru } \frac{L}{d} = \frac{2\,000}{37{,}5} = 53 \text{ (v. tabela 4-3)};$$

$$\frac{Pr}{Pr_p} = \frac{3{,}74}{1{,}85} = 2{,}02, \text{ în care } Pr = 3{,}74 \text{ la } t_{m\cdot apă} = 47{,}5°C;$$

$$Pr_p = 1{,}85 \text{ la } t_p = 95°C \text{ (v. tabela XXXIX).}$$

Pentru comparare, se face calculul analitic și grafic după nomogramă.

Calculul analitic:

$$Nu = 0{,}021 \cdot 60\,800^{0.8} \cdot 3{,}74^{0.43} \left(\frac{3{,}74}{1{,}85}\right)^{0.25};$$

$$\lg Nu = \lg 0{,}021 + 0{,}8 \lg 60\,800 + 0{,}43 \lg 3{,}74 + 0{,}25 \lg 2{,}02;$$

$$\lg Nu = \bar{2}{,}32222 + 0{,}8 \cdot 4{,}78390 + 0{,}43 \cdot 0{,}57287 + 0{,}25 \cdot 0{,}30535 =$$

$$= 2{,}47129;$$

$$Nu = 296.$$

Coeficientul de transmitere parțială a căldurii este:

$$\alpha = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{296 \cdot 0{,}643}{0{,}035} = 5\,430 \frac{W}{m^2 \cdot grd}.$$

Aici $\lambda = 0{,}643$ W/m · grd este coeficientul de conductivitate termică a apei la 47,5°C (v. tabela XXXIX).

Calculul grafic.

Pe scările din figura XII se pot aprecia numai valorile aproximative: $Pr \approx 3{,}75$; $\frac{Pr}{Pr_p} = 2$; $Re = 60\,800$.

Ordinea calculului: se unesc cu o dreaptă valorile $Pr = 3{,}75$ și $\frac{Pr}{Pr_p} = 2$, se însemnă punctul de intersecție al acestei drepte cu scara auxiliară β și prin acest punct și valoarea lui $Re = 60\,800$ se duce o dreaptă pînă la intersecția cu scara Nu. Aici se află valoarea $Nu \approx 300$, din care:

$$\alpha = \frac{300 \cdot 0{,}643}{0{,}035} = 5\,510 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{grd}}.$$

Diferența între calculul analitic și grafic este:

$$\frac{5\,510 - 5\,430}{5\,510} \cdot 100 = 1{,}5\%.$$

Exemplul 12. Să se calculeze coeficientul parțial de transmitere a căldurii în condițiile exemplului precedent, dar fără a ține seama de influența curentului termic, adică neglijînd raportul $\frac{Pr}{Pr_p}$.

Rezolvare. Se determină criteriul Nu:

$$Nu = 0{,}021\ Re^{0.8}\ Pr^{0.43} = 0{,}021 \cdot 60\,800^{0.8} \cdot 3{,}74^{0.43} = 249.$$

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii va fi:

$$\alpha = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{249 \cdot 0{,}643}{0{,}035} = 4\,580 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

Prin urmare, dacă nu se ține seama în calcul de influența direcției curentului termic, atunci în condițiile exemplului 11 se face o eroare în minus la determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii de:

$$\frac{5\,430 - 4\,580}{5\,430} \cdot 100 = 16\%.$$

Exemplul 13. În condițiile exemplului 11 să se calculeze coeficientul parțial de transmitere a căldurii, calculînd temperatura determinantă nu cu formula (4-19), ca medie aritmetică între temperatura inițială și finală, ci cu formula (4-20 a)

Rezolvare. Temperatura medie determinantă a apei, după formula (4-20 a), este:

$$t_{m \cdot 1} = t_p - \Delta t_m = 95 - 38{,}8 = 56{,}2°\text{C},$$

în care:

$$\Delta t_m = \frac{(95 - 15) - (95 - 80)}{2{,}3 \lg \frac{95 - 15}{95 - 80}} = 38{,}8°C.$$

La $t_m = 56{,}2°C$, mărimea criteriului Reynolds este:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{1 \cdot 0{,}035 \cdot 985}{0{,}497 \cdot 10^{-3}} = 69\,300.$$

Cu $\rho = 985$ kg/m³ — densitatea apei la 56,2°C (v. tabela XXXIX); $\eta = 0{,}497 \cdot 10^{-3}$ kg/m · s — viscozitatea dinamică a apei la 56,2°C (v. tabela V).

Criteriul Nusselt:

$$Nu = 0{,}021\ Re^{0,8}\ Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 0{,}21 \cdot 69300^{0,8} \cdot 3{,}19^{0,43} \left(\frac{3{,}19}{1{,}85}\right)^{0,25} = 296,$$

în care $Pr = 3{,}19$ este criteriul Prandtl pentru apă la 56,2°C (v. tabela XXXIX

$$\alpha = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{296 \cdot 0{,}652}{0{,}035} = 5\,520\ \text{W/m}^2 \cdot \text{grd},$$

cu $\lambda = 0{,}652$ W/m · grd — coeficientul de conductivitate termică a apei la 56,2°C (v. tabela XXXIX).

Comparînd mărimea α, calculată în exemplul 11 la $t_{m\cdot l} = 47{,}5°C$, la care $\alpha = 5\,430$ W/m² · grd, cu aceea calculată în exemplul 13 la $t_{m\cdot l} = 56{,}2°C$, la care $\alpha = 5\,520$ W/m² · grd, se determină diferența:

$$\frac{5\,520 - 5\,430}{5\,520} \cdot 100 = 1{,}6\%.$$

Astfel, în condițiile exemplului 11, determinarea parametrilor fizici la temperatura medie, calculată cu formulele (4-19) și (4-20 a), dă practic aceleași valori pentru coeficientul parțial de transmitere a căldurii α.

Exemplul 14. Într-o țeavă cu diametrul interior de 53 mm și cu lungimea de 3 m se încălzește benzen. Temperatura peretelui țevii este de 70°C; viteza benzenului de 0,1 m/s; temperatura medie a benzenului de 40°C.

Să se afle coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru benzen.

Rezolvare. Se determină criteriul lui Reynolds:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0{,}1 \cdot 0{,}053 \cdot 858}{0{,}49 \cdot 10^{-3}} = 9\,300.$$

Aici: $\eta = 0{,}49 \cdot 10^{-3}$ N · s/m², adică 0,49 cP, este viscozitatea benzenului la 40°C [0-I, v.2, p. 1870]; η se poate determina aproximativ și din figura V; $\rho = 858$ kg/m³ — densitatea benzenului la 40°C [0-I v. 2, p. 1059].

Criteriul Re=9 300, deci regimul este intermediar. Din graficul — figura 4-1 —, pentru $Re = 9{,}3 \cdot 10^3$ se află valoarea:

$$Nu = 30{,}9\ Pr^{0{,}43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25},$$

în care:

$Pr = 7{,}4$ este criteriul Prandtl pentru benzen la 40°C (fig. XIII);

$Pr_p = 6{,}6$ — criteriul Prandtl pentru benzen la 70°C (fig. XIII).

După înlocuire, se află:

$$Nu = 30{,}9 \cdot 7{,}4^{0{,}43} \left(\frac{7{,}4}{6{,}6}\right)^{0{,}25} = 75{,}2.$$

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru benzen va fi:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{75{,}2 \cdot 0{,}14}{0{,}053} = 200\ \text{W/m}^2 \cdot \text{grd};$$

$$\alpha = \frac{75{,}2 \cdot 0{,}121}{0{,}053} = 172\ \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Aici $\lambda = 0{,}14$ W/m · grd, adică 0,121 kcal/m · h · grd, este coeficientul de conductivitate termică a benzenului la 40°C [0-I, v. 2, pg. 1472].

Exemplul 15. Prin spațiul tubular al unui schimbător de căldură cu țevi curge anilină la temperatura medie de 120°C cu viteza de 0,03 m/s. Diametrul interior al țevilor este de 20 mm, iar lungimea de 3 m. Temperatura medie a suprafeței interioare a țevilor este de 110°C.

Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii.

Rezolvare. Se determină criteriul Re pentru anilină:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0{,}03 \cdot 0{,}02 \cdot 1\,040}{0{,}49 \cdot 10^{-3}} = 1\,270,$$

în care:

$\rho = 1\,040$ kg/m³ este densitatea anilinei (determinată aproximativ din tabela III);

$\eta = 0{,}49 \cdot 10^{-3}$ kg/ms — viscozitatea anilinei la $t_{m.l} = 120$°C (determinată din fig. V).

Criteriul $Re < 2\,300$, deci regimul este laminar. Se folosește formula de calcul aproximativ (4-33):

$$Nu = 0{,}15\ \varepsilon_1\ Re^{0{,}33}\ Pr^{0{,}43}\ Gr^{0{,}1} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}.$$

Aici:

$$\varepsilon_1 = 1, \text{ pentru că } \frac{L}{d} = \frac{3\,000}{60} = 50 \text{ (v. tabela 4-3)};$$

$Pr = 6$ — criteriul Prandtl pentru anilină la

$$t_{m\cdot 1} = 120°\text{C (fig. XIII)};$$

$Pr_p = 7{,}2$ — criteriul Prandtl pentru anilină la

$$t_p = 110°\text{C (fig. XIII)};$$

$$Gr = \frac{d^3\rho^2\beta\Delta tg}{\eta^2} = \frac{0{,}02^3 \cdot 1{,}040^2 \cdot 1{,}07 \cdot 10^{-3} \cdot 10 \cdot 9{,}81}{(0{,}49 \cdot 10^{-3})^2} = 3{,}8 \cdot 10^6;$$

$$\Delta t = 120 - 110 = 10°\text{C};$$

β — coeficientul de dilatare volumică, care depinde de temperatură, în grd^{-1} (valoarea lui β se determină la $t_{m\cdot l} = 120°\text{C}$).
Din ecuaţiile:

$$v_{t1} = v_0(1 + \beta t_1) = v_0(1 + at_1 + bt_1^2 + ct_1^3);$$
$$v_{t2} = v_0(1 + \beta t_2) = v_0(1 + at_2 + bt_2^2 + ct_2^3),$$

se află:

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2) + c(t_1^3 - t_2^3)}{t_1 - t_2}.$$

Se admite $t_1 = 121°\text{C}$; $t_2 = 119°\text{C}$. Valorile lui a, b, c, se iau din manual [0-24, t.1. p. 569]. După înlocuire, se obţine:

$$\beta = \frac{0{,}82349 \cdot 10^{-3} \cdot 2 + 0{,}8408 \cdot 10^{-5}(121^2 - 119)^2 + 0{,}10741 \cdot 10^{-8}(121^3 - 119^3)}{121 - 119} =$$

$$= 1{,}07 \cdot 10^{-3} \text{ grd}^{-1}.$$

Se determină criteriul Nu:

$$Nu = 0{,}15 \cdot 1\,270^{0.33} \cdot 6^{0.43}(3{,}8 \cdot 10^6)^{0.1}\left(\frac{6}{7{,}2}\right)^{0.25} = 14{,}9.$$

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru anilină este:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{14{,}9 \cdot 0{,}16}{0{,}02} = 121 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd} = 104 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Aici $\lambda = 0{,}16$ W/m · grd este coeficientul de conductivitate termică la $t_1 = 120°\text{C}$ (fig. X).

Exemplul 16. Prin ţevile unui schimbător de căldură tubular vertical, confecţionat din 61 de ţevi cu diametrul de 32 × 2,5 mm şi înălţimea de 1,25 m, trec 13 m^3/h tetraclorură de carbon. Temperatura medie a tetra-

clorurii de carbon $t_{m\cdot l} = 50°C$, temperatura suprafeței interioare a peretelui țevilor $t_p = 24°C$.

Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii α de la tetraclorură de carbon la perete în două cazuri: *a)* tetraclorura de carbon trece prin țevi, umplînd complet secțiunea acestora; *b)* tetraclorura de carbon se scurge sub forma unei pelicule subțiri pe suprafața interioară a țevilor.

Rezolvare. a) Umplerea completă a țevilor.

Viteza de curgere a tetraclorurii de carbon este:

$$w = \frac{13}{61 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}027^2 \cdot 3\,600} = 0{,}103 \text{ m/s}.$$

În aceste condiții:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0{,}103 \cdot 0{,}027 \cdot 1\,630}{0{,}7 \cdot 10^{-3}} = 6\,470,$$

în care:

1 630 kg/m³ este densitatea tetraclorurii de carbon (v. tabela III);

$0{,}7 \cdot 10^{-3}$ N.s/m² — viscozitatea tetraclorurii de carbon la 50°C (fig.V)

Regimul este intermediar. Din graficul figura 4-1, la $Re = 6{,}47 \cdot 10^3$ se determină:

$$Nu = 21{,}9\, Pr^{0{,}43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25} = 21{,}9 \cdot 5{,}4^{0{,}43} \left(\frac{5{,}4}{6{,}6}\right)^{0{,}25} = 43{,}1.$$

Aici:

$Pr = 5{,}4$ este criteriul Prandtl pentru tetraclorura de carbon la 50°C (fig. XIII).

$Pr_p = 6{,}6$ — criteriul Prandtl pentru tetraclorura de carbon la $t_p = 24°C$ (fig. XIII).

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii la umplerea completă a țevilor este:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{43{,}1 \cdot 0{,}10}{0{,}027} = 167 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd},$$

în care 0,10 W/m.grd este conductivitatea termică a tetraclorurii de carbon la 50°C (fig. X).

b) Scurgerea sub formă de peliculă.

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii se va determina cu formula (4-47) sau (4-48). În ambele formule valorile constantelor fizico-chimice trebuie luate la temperatura stratului limită:

$$t_{pel} = \frac{t_{m\cdot e} + t_p}{2} = \frac{50 + 24}{2} = 37°C.$$

Scanned with OKEN Scanner

Viscozitatea tetraclorurii de carbon la această temperatură este de $0{,}84 \cdot 10^{-3}$ kg/m.s, iar conductivitatea termică de 0,109 W/m·grd.

În acest caz:

$$Re = \frac{4G}{\pi d n \eta} = \frac{4 \cdot 13 \cdot 1\,630}{3\,600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}027 \cdot 61 \cdot 0{,}84 \cdot 10^{-3}} = 5\,420.$$

Pelicula curge turbulent. Se utilizează formula (4-47):

$$Ga = \frac{H^3 \rho^2 g}{\eta^2} = \frac{1{,}25^3 \cdot 1\,630^2 \cdot 9{,}81}{0{,}84^2 \cdot 10^{-3}} = 72{,}2 \cdot 10^{12}.$$

Folosind nomograma — figura XIII — se găsește că la 37°C, $Pr = 6$, deci:

$$Nu = 0{,}01(Ga.Pr.Re)^{1/3} = 0{,}01(72{,}2 \cdot 10^{12} \cdot 6 \cdot 5\,420)^{1/3} = 13\,300.$$

$$\alpha_{pel} = \frac{Nu\lambda}{H} = \frac{13\,300 \cdot 0{,}109}{1{,}25} = 1\,160 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}.$$

$$\text{Raportul } \frac{\alpha_{pel}}{\alpha} = \frac{1\,160}{167} \approx 7,$$

adică α este de 7 ori mai mare decît în cazul precedent.

Exemplul 17. Să se afle coeficientul parțial de trecere a căldurii de la aer la peretele unei țevi cu diametrul interior de 50 mm și lungimea de 1,5 m. Viteza aerului este de 6 m/s. Temperatura medie a aerului este de 40°C.

Rezolvare. Se determină criteriul Re:

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{6 \cdot 0{,}05}{16{,}96 \cdot 10^{-6}} = 17\,700,$$

în care $16{,}96 \cdot 10^{-6}$ m²/s este viscozitatea cinematică a aerului la $t_m = 40$°C.

Criteriul $Re > 10\,000$. Formula de calcul este (4-32):

$$Nu = 0{,}018\ \varepsilon_1\ Re^{0{,}8} = 0{,}018 \cdot 1{,}06 \cdot 17\,700^{0{,}8} = 47{,}7.$$

Aici $\varepsilon_1 = 1{,}06$ la $\frac{L}{d} = \frac{1\,500}{50} = 30$ (v. tabela 4-3).

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii este:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{47{,}7 \cdot 0{,}032}{0{,}05} = 31 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

Aici $\lambda = 0{,}032$ W/m · grd este coeficientul de conductivitate termică a aerului la $t = 40$°C.

Exemplul 18. Un încălzitor de aer este construit cu 6 rînduri de țevi așezate nedecalat cu diametrul exterior $d = 44{,}5$ mm. Numărul de țevi este același în fiecare rînd. Mediul de încălzire trece prin țevi, iar aerul încălzit scaldă țevile la exterior sub un unghi de 90°C. Să se afle coeficientul parțial de transmitere a căldurii la temperatura medie a aerului de 200°C. Viteza medie a aerului în secțiunea minimă $w = 12$ m/s.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Se determină criteriul Re:

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{12 \cdot 0{,}0445}{34{,}85 \cdot 10^{-6}} = 15\,300,$$

în care $\nu = 34{,}85 \cdot 10^{-6}$ m²/s este viscozitatea cinematică a aerului la $t_m = 200$°C.

Criteriul $Re < 10\,000$. Formula de calcul este (4-39):

$$Nu = 0{,}21\ \varepsilon_\varphi Re^{0{,}65} = 0{,}21 \cdot 1 \cdot 15\,300^{0{,}65} = 110{,}1.$$

Aici ε_φ este coeficientul care ține seama de unghiul de atac. Pentru $\varphi = 90°$, $\varepsilon_\varphi = 1$.

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru rîndul 3 și următoarele este:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{110{,}1 \cdot 0{,}039}{0{,}0445} = 96{,}9\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}};$$

$$\alpha = \frac{110{,}1 \cdot 0{,}034}{0{,}0445} = 83{,}5\ \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}},$$

în care $\lambda = 0{,}039$ W/m · grd, adică 0,034 kcal/m · h · grd, este coeficientul de conductivitate termică a aerului la $t_m = 200$°C (v. tabela XXX).

Coeficientul parțial mediu de transmitere a căldurii pentru tot fasciculul de țevi este:

$$\alpha_m = \frac{0{,}6 + 0{,}9 + 4}{6} \cdot 96{,}9 = 0{,}916 \cdot 96{,}9 = 88\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}},$$

$$\alpha_m = 0{,}916 \cdot 83{,}5 = 76{,}5\ \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Aici 0,6 și 0,9 sînt coeficienți care țin seama de scăderea coeficienților parțiali pentru rîndurile 1 și 2 ale fasciculului [formula (4-36)].

Exemplul 19. Cum variază în condițiile exemplului precedent coeficientul parțial de transmitere a căldurii, dacă așezarea țevilor în fascicul este decalată și nu nedecalată?

Rezolvare. În cazul unui fascicul de țevi așezate decalat, formula de calcul (4-40) pentru rîndul al 3-lea și următoarele este:

$$Nu = 0{,}37\ \varepsilon_\varphi\ Re^{0{,}6} = 0{,}37 \cdot 1 \cdot 15\,300^{0{,}6} = 120.$$

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru rîndul al 3-lea și următoarele este:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{120 \cdot 0{,}039}{0{,}0445} = 105{,}7\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul parțial mediu de transmitere a căldurii pentru tot fasciculul de țevi este:

$$\alpha_m = \frac{0{,}6 + 0{,}7 + 4}{6}\,\alpha = 0{,}883 \cdot 105{,}7 = 93{,}4\,\frac{W}{m^2 \cdot grd}.$$

Exemplul 20. Într-un rezervor se încălzește alcool izopropilic cu apă fierbinte dată cu o pompă printr-un sistem de țevi orizontale cu diametrul $d = 50$ mm. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru alcoolul izopropilic în curgere liberă, dacă temperatura medie a spirtului este $t_m = 60°C$, iar temperatura medie a suprafeței exterioare a țevilor este $t_p = 70°C$.

Rezolvare. Coeficientul parțial de transmitere a căldurii la curgerea liberă a unui lichid în conducte aproape orizontale, se calculează cu formula (4-60):

$$Nu = 0{,}50(Gr \cdot Pr)^{0,25}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}.$$

Temperatura determinantă pentru criteriile Nu și Pr este temperatura medie a lichidului $t_m = 60°C$, iar pentru criteriul Pr_p — temperatura peretelui țevii $t_p = 70°C$.

Se determină criteriul Grashof:

$$Gr = \frac{d^3\rho^2\beta\Delta t g}{\eta^2} = \frac{0{,}05^3 \cdot 789^2 \cdot 1{,}39 \cdot 10^{-3} \cdot 10 \cdot 9{,}81}{0{,}8^2 \cdot 10^{-6}} = 1{,}65 \cdot 10^7,$$

în care:

$\rho = 789$ kg/m³ este densitatea alcoolului izopropilic [0-II, p. 1127];
$\Delta t = 70 - 60 = 10°C$;
$\eta = 0{,}8 \cdot 10^{-3}$ kg/m.s — viscozitatea alcoolului izopropilic [0—II, p. 1872) la 60°C;
β — coeficientul de dilatare volumică, în grd^{-1}.

Se află β pentru $t_m = 60°C$ la $t_1 = 61°C$ și $t_2 = 59°C$

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2) + c(t_1^3 - t_2^3)}{t_1 - t_2} =$$

$$= \frac{1{,}04345 \cdot 10^{-3}(61 - 59) + 0{,}44303 \cdot 10^{-6}(61^2 - 59^2) + 2{,}7274 \cdot 10^{-8}(61^3 - 59^3)}{61 - 59} =$$

$$= 1{,}39 \cdot 10^{-3}\ \text{grd}^{-1}.$$

Valorile criteriului Prandtl pentru alcoolul izopropilic la 60°C. $Pr = 19$ (fig. XIII), iar la 70°C $Pr_p = 16{,}5$.

Se determină criteriul Nusselt:

$$Nu = 0{,}50\ (1{,}65 \cdot 10^7 \cdot 19)^{0,25}\left(\frac{19}{16{,}5}\right)^{0,25} = 70{,}3.$$

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii la curgerea liberă a alcoolului izopropilic este:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{70{,}3 \cdot 0{,}146}{0{,}05} = 205 \frac{W}{m^2 \cdot grd}.$$

Coeficientul de conductivitate termică a alcoolului la 0°C are valoarea de 0,154 W/m·grd [0-I, v. 2. p. 1686]. Pentru aflarea valorii aproximative a lui λ la 60°C se folosește curba 10 pentru nitrobenzen din figura X; pe această curbă se citește valoarea lui λ pentru alcoolul izopropilic la 60°C: $\lambda \approx 0{,}146$ W/m.grd.

Exemplul 21. Vapori de apă saturați condensează pe suprafața exterioară a unui fascicul de țevi orizontale, așezate decalat pe 10 rînduri. Diametrul exterior al țevilor $d = 30$ mm. Presiunea $p = 100{,}4$ N/cm², adică 10,23 ata. Să se determine coeficientul parțial mediu, de transmitere a căldurii, admițînd temperatura medie a suprafeței exterioare a țevilor $t_p = 172$°C.

Rezolvare. Calculul se conduce folosind formula (4-65) pentru o singură țeavă, introducînd apoi coeficientul de corecție pentru numărul de rînduri de țevi (fig. 4-7).

Formulele de calcul pentru o conductă orizontală:

$$\alpha = 1{,}28 \sqrt[4]{\frac{r\rho^2\lambda^3}{\eta \Delta t d}} = 1{,}28 \sqrt[4]{\frac{2\,020 \cdot 10^3 \cdot 892^2 \cdot 0{,}675^3}{148 \cdot 10^{-6} \cdot 8 \cdot 0{,}03}} = 13\,900 \frac{W}{m^2 \cdot grd},$$

în care:

$r = 2\,020 \cdot 10^3$ J/kg — este căldura de condensare a vaporilor de apă la presiunea $p = 10{,}23$ ata;

$\rho = 892$ kg/m³ — densitatea condensatului;

$\lambda = 0{,}675$ J/m·grd — coeficientul de conductivitate termică al condensatului;

$\eta = 148 \cdot 10^{-6}$ kg/m·s — viscozitatea condensatului;

$\Delta t = t_c - t_p = 180 - 172 = 8$ °C (t_c — temperatura de condensare a vaporilor la $p = 10{,}23$ ata; tabela LIV).

ρ, λ, η se determină la temperatura medie a peliculei de condensat:

$$t_{pel} = \frac{t_c + t_p}{2} = \frac{180 + 172}{2} = 176°C.$$

În sistemul MKfS;

$$\alpha = 0{,}72 \sqrt[4]{\frac{3\,600\, r\gamma^2\lambda^3}{\eta \Delta t d}} = 0{,}72 \sqrt[4]{\frac{3\,600 \cdot 482 \cdot 892^2 \cdot 0{,}582^3}{15{,}1 \cdot 10^{-6} \cdot 8 \cdot 0{,}03}} = 12\,000 \frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}.$$

Aici:

$r = 482$ kcal/kgf — este căldura de condensare a vaporilor de apă la presiunea de 10,23 ata (v. tabela LIV);

$\gamma = 892$ kgf/m³ — greutatea specifică a condensatului (v. tabela XXXIX);

$\lambda = 0{,}582$ kcal/m.h.grd — coeficientul de conductivitate termică al condensatului (v. tabela XXXIX);

$\eta = 15{,}1 \cdot 10^{-6}$ kgf.s/m² — viscozitatea condensatului (v. tabela XXXIX).

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul parțial mediu de transmitere a căldurii pentru tot fasciculul este:

$$\alpha_m = \varepsilon_m \alpha = 0{,}6 \cdot 13\,900 = 8\,340 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd};$$

$$\alpha_m = \varepsilon_m \alpha = 0{,}6 \cdot 12\,000 = 7\,200 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

Aici $\varepsilon_m = 0{,}6$ este coeficientul determinat pentru tot fasciculul de țevi din figura 4-7.

Exemplul 22. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii la fierberea apei într-un volum mare, în convecție naturală, la presiunea $p = 1{,}03$ ata (100°C), dacă încărcarea calorică $q = 3{,}48 \cdot 10^4$ W/m², adică 3.10^4 kcal/m² · h.

Din formula (4-74 c) rezultă:

$$\alpha = 3{,}14\, q^{0,7} p^{0,15} = 3{,}14 \cdot 34\,800^{0,7} \cdot 1{,}03^{0,15} = 3{,}15 \cdot 34\,800^{0,7} = 4\,760 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}.$$

Din formula (4-74 e) în MKfS rezultă:

$$\alpha \approx 3\, q^{0,7}\, p^{0,15} = 4\,080 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

Din grafic — figura 4-10 — rezultă:

$$\alpha \approx 4\,100 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd} \approx 4\,750 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}.$$

Exemplul 23. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii într-un evaporator pentru alcool etilic, care se încălzește cu abur de $p = 2$ at. Aburul condensează într-o serpentină confecționată din țeavă de oțel cu diametrul 51 × 3 mm. Alcoolul fierbe la presiunea atmosferică. Se ia în considerare rezistența termică a depunerilor pe perete.

Rezolvare.

a) Condițiile de temperatură ale procesului.

În figura 4-16:

δ_1 este grosimea stratului de depunere de partea aburului în condensare;

δ — grosimea peretelui de oțel;

δ_2 — grosimea stratului de depunere de partea alcoolului în fierbere;

t_{p1} — temperatura suprafeței depunerii în contact cu aburul în condensare;

t_{p2} — temperatura suprafeței depunerii în contact cu alcoolul în fierbere.

Temperatura de condensare a aburului de încălzire la $p = 3$ ata este de 132,9°C (v. tabela LV), iar temperatura de fierbere a alcoolului de 78,4°C [0 — II, p. 1363].

Diferența medie de temperatură este:

$$\Delta t_m = 132{,}9 - 78{,}4 = 54{,}5°\text{C}.$$

b) Coeficientul parțial de transmitere a căldurii la fierberea alcoolului etilic.

Calculul α_{fierb} se face cu formula (4-74 a) și pentru comparare și cu formula aproximativă (4-76).

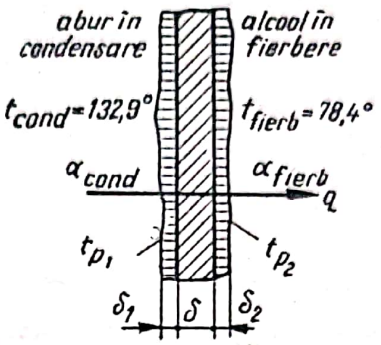


Fig. 4-16. (La exemplul 23).

Calculul cu formula (4-74 a):

$$\alpha_{fierb} = 7{,}77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_v r}{\rho_l - \rho_v}\right)^{0{,}033} \left(\frac{\rho_l}{\sigma}\right)^{0{,}333} \frac{\lambda_l^{0{,}75}}{\eta_l^{0{,}45} c_l^{0{,}12} T_s^{0{,}37}} \times q^{0{,}7} =$$

$$= 0{,}0777 \left(\frac{1{,}74 \cdot 842\,000}{735 - 1{,}74}\right)^{0{,}033} \left(\frac{735}{0{,}0168}\right)^{0{,}333} \frac{0{,}167^{0{,}75}}{0{,}000451^{0{,}45} \cdot 3230^{0{,}12} 351{,}5^{0{,}37}} \cdot q^{0{,}7} =$$

$$= \frac{0{,}0777 \cdot 2\,000^{0{,}033} \cdot 43\,800^{0{,}333} \cdot 0{,}168^{0{,}75}}{0{,}000451^{0{,}45} \cdot 3\,230^{0{,}12} \cdot 351{,}5^{0{,}37}} \cdot q^{0{,}7} = 1{,}3\ q^{0{,}7} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}},$$

în care $T_s = 273 + 78{,}5 = 351{,}5°\text{K}$ este temperatura de fierbere a alcoolului la presiune atmosferică [0-II, p. 1363]. La această temperatură alcoolul are următoarele valori ale mărimilor fizice:

$$\rho_l = 735\ \text{kg/m}^3;\ r = 842 \cdot 10^3\ \text{J/kg};\ \rho_v = 1{,}74\ \text{kg/m}^3;$$

$$\sigma = 168 \cdot 10^{-4}\ \text{kg/s}^2;\ \eta_l = 4{,}51 \cdot 10^{-4}\ \text{kg/m.s};$$

$$c_l = 3{,}23 \cdot 10^3\ \text{J/kg} \cdot \text{grd};\ \lambda_l = 0{,}167\ \text{W/m.grd}.$$

În sistemul SI, formula (4-76), pentru $\varphi = 0{,}45$, în cazul alcoolului etilic, la $p = 1$ at, dă:

$$\alpha_{fierb} = 2{,}72\ \varphi p^{0{,}4}\ q^{0{,}7} = 1{,}22\ \ q^{0{,}7} = 1{,}22\ q^{0{,}7}\ \text{W/m}^2 \cdot \text{grd},$$

adică cu formula aproximativă se obține α cu 6% mai mic.

Folosind formula (4-76 a), în sistemul MKfS, se obține:

$$\alpha_{fierb} = 2{,}6 \cdot 0{,}45\ q^{0{,}7} = 1{,}17\ q^{0{,}7}\ \text{kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

c) Formula de calcul pentru coeficientul parțial de transmitere a căldurii la condensarea vaporilor de apă.

Pentru cazul condensării vaporilor în serpentine, nu există formule de calcul.

Pentru un calcul aproximativ se folosește formula (4-66):

$$\alpha_{cond} = 1{,}28\ A \left(\frac{r}{d\Delta t_1}\right)^{0{,}25};$$

$$\alpha_{cond} = 0{,}72\ A \left(\frac{r}{d\Delta t_1}\right)^{0{,}25},$$

în care A pentru apă se ia la temperatura $t_{pel} = \frac{t_s + t_p}{2}$ (pag. 222); căldura de condensare r a vaporilor de apă se ia la t_s.

d) Determinarea rezistenței termice totale a oțelului și a depunerilor:

$$\Sigma r_p = r_{dep\cdot 1} + r_p + r_{dep\cdot 2} = \frac{1}{5\,800} + \frac{0{,}003}{46{,}4} + \frac{1}{5\,800} = 0{,}00041\ \frac{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}{\text{W}};$$

$$\Sigma r_p = r_{dep\cdot 1} + r_p + r_{dep\cdot 2} = \frac{1}{5\,000} + \frac{0{,}003}{40} + \frac{1}{5\,000} = 0{,}000475\ \frac{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}{\text{kcal}}.$$

Se admite că conductivitatea termică a depunerii pe peretele în contact cu vaporii de apă $\frac{1}{r_{dep\cdot 1}}$ și de partea alcoolului etilic în fierbere $\frac{1}{r_{dep\cdot 2}}$ este egală cu 5 800 (5 000, v. tabela XXXI), iar conductivitatea oțelului este egală cu 46,4 W/m.grd, adică 40 kcal/m·h·grd (v. tabela XXVIII).

e) Determinarea încărcării termice q.

În cazul considerat $\alpha_{cond} = f(t_{p\cdot 1})$ și $\alpha_{fierb} = f(t_{p\cdot 2})$.

Din cauză că nu se cunosc de la început temperaturile pereților $t_{p\cdot 1}$ și $t_{p\cdot 2}$, acestea se determină prin metoda aproximațiilor succesive.

Calculul se conduce plecînd de la faptul că la un proces staționar de schimb de căldură, cantitatea de căldură q_{cond} W/m² sau kcal/m²·h, cedată peretelui a condensarea aburului, trebuie să fie egală cu căldura q_p W/m² care trece

Nr. calcul	Condensarea aburului de încălzire									
	t_{cond} °C	$t_{p.1}$ °C	t_{pel} °C	Δt_1 grd	A		α_{cond}		q_{cond}	
					SI	MKfS	SI	MKfS	SI	MKfS
1	132,9	125	129	7,9	~190	2 331	12 060	10 400	95 270	82 500
2	132,9	127,75	130,3	5,15	~190	2 336	13 570	11 700	69 720	60 100
3	132,9	127,9	130,4	5,0	~190	2 336	13 690	11 800	68 210	58 800

Scanned with OKEN Scanner

prin conductivitate prin perete și de asemenea cu căldura q_{fierb} W/m², dată de perete lichidului în fierbere, adică:

$$q_{cond} = q_p = q_{fierb},$$

în care:

$$q_{cond} = \alpha_{cond}(t_{cond} - t_{p\cdot 1});$$

$$q_p = \frac{t_{p\cdot 1} - t_{p\cdot 2}}{\Sigma r_p};$$

$$q_{fierb} = \alpha_{fierb}(t_{p\cdot 2} - t_{fierb}).$$

Din cauză că raportul diametrelor interior și exterior ale țevilor $\frac{d_i}{d_e} = \frac{45}{51} = 0{,}88 > 0{,}5$, nu se ține seama de curbura suprafeței peretelui (pag. 203).

Pentru controlul și conducerea corectă a calculului se alcătuiește tabela 4-11.

Primul calcul. Trebuie admisă temperatura $t_{p\cdot 1}$. Valoarea ei trebuie să se afle între temperaturile de 132,9 și 78,5°C. Cum $\alpha_{cond} > \alpha_{fierb}$, $t_{p\cdot 1}$ va fi mai apropiat de 132,9°C. Se admite $t_{p\cdot 1} = 125$°C.

În tabela 4-11 se introduc $t_{cond} = 132{,}9$°C; $t_{p\cdot 1} = 125$°C; $t_{pel} = 0{,}5 \times (t_{cond} + t_{p\cdot 1}) = 0{,}5(132{,}9 + 125) \approx 129$°C; $\Delta t_1 = t_{cond} - t_{p\cdot 1} = 132{,}9 - 125 = 7{,}9$°C; $A = \sim 190$ sau $B = 2\,331$ (pag. 223).

Se calculează:

$$\alpha_{cond} = 1{,}28\ A\left(\frac{r}{d\Delta t}\right)^{0{,}25} = 1{,}28 \cdot 190\left(\frac{2\,170 \cdot 10^3}{0{,}045 \cdot 7{,}9}\right)^{0{,}25} = 12\,060\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}};$$

$$\alpha_{cond} = 0{,}72\ A\left(\frac{r}{d\Delta t}\right)^{0{,}25} = 0{,}72 \cdot 2\,331\left(\frac{518}{0{,}045 \cdot 7{,}9}\right)^{0{,}25} 10\,400\ \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Tabela 4-11

Perete și depuneri			Fierberea alcoolului							$q_m = \frac{q_{cond} + q_{fierb}}{2}$	
Σr_p		Δt_p	$t_{p\cdot 2}$	t_{fierb}	Δt_1	α_{fierb}		q_{fierb}			
SI	MKfS					SI	MKfS	SI	MKfS	SI	MKfS
0,00041	0,000475	39,2	85,8	78,5	6,8	4 000	3 410	29 600	25 200	62 435	53 850
0,00041	0,000475	28,6	99,1	78,5	20,6	3 200	2 770	66 120	57 000	67 920	58 550
0,00041	0,000475	27,9	100	78,5	21,5	3 170	2 730	68 090	58 700	68 150	58 750

Scanned with OKEN Scanner

Aici:

$r = 2\,170 \cdot 10^3$ J/kg sau 518 kcal/kgf, la $t_{cond} = 132{,}9°C$ — se ia din tabela LV; $d = 0{,}045$ m; pentru determinarea lui α_{cond} se poate folosi de asemenea figura XVII.

$$q_{cond} = \alpha_{cond}(t_{cond} - t_{p\cdot 1}) = 12\,060(132{,}9 - 125) = 95\,270 \text{ W/m}^2;$$

$$q_{cond} = 10\,400(132{,}9 - 125) = 82\,500 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h};$$

$$\Delta t_p = \sum r_p \cdot q_{cond} = 0{,}00041 \cdot 95\,270 = 39{,}1 \text{ grd.}$$

$$\Delta t_p = 0{,}000475 \cdot 82\,500 = 39{,}2 \text{ grd};$$

$$t_{p\cdot 2} = t_{p\cdot 1} - \Delta t_p = 125 - 39{,}2 = 85{,}8°C;$$

$$\alpha_{fierb} \approx 1{,}3\, q_{cond}^{0{,}7} = 1{,}3 \cdot 95\,270^{0{,}7} = 4\,000 \text{ W/m}^2\cdot\text{grd};$$

$$\alpha_{fierb} \approx 1{,}25\, q_{cond}^{0{,}7} = 1{,}25 \cdot 82\,500^{0{,}7} = 3\,410 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{grd};$$

$$q_{fierb} = \alpha_{fierb}(t_{p\cdot 2} - t_{fierb}) = 4\,000(85{,}8 - 78{,}4) = 29\,600 \text{ W/m}^2;$$

$$q_{fierb} = 3\,410(85{,}8 - 78{,}4) = 25\,200 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h};$$

$$q_m = \frac{q_{cond} + q_{fierb}}{2} = \frac{95\,270 + 29\,600}{2} = 62\,435 \text{ W/m}^2;$$

$$q_m = \frac{82\,500 + 25\,200}{2} = 53\,850 \text{ kcal/m}^2\cdot\text{h}.$$

Diferența între q_{cond} și q_{fierb} este mare.

Se trece la al doilea calcul.

Al doilea calcul. Admițînd că $\alpha_{cond} \approx const.$, se află cum trebuie să varieze Δt_1 pentru ca q_{cond} să fie egal cu q_m.

Diferența între q_m și q_{cond} reprezintă:

$$\frac{q_{cond} - q_m}{q_{cond}} = \frac{95\,270 - 62\,435}{95\,270} = 0{,}346;$$

$$\frac{q_{cond} - q_m}{q_{cond}} = \frac{82\,500 - 53\,850}{82\,500} = 0{,}346.$$

Pentru al doilea calcul se admite $\Delta t_1 = (1 - 0{,}346)\ 7{,}9 = 5{,}15$ grd. Calculul se conduce analog cu primul. Datele numerice sînt trecute în tabela 4-11.

Diferența între q_{cond} și q_m este neînsemnată:

$$\frac{q_{cond} - q_m}{q_{cond}} = \frac{69\,720 - 67\,920}{69\,720} 100 \approx 3\%;$$

$$\frac{q_{cond} - q_m}{q_{cond}} = \frac{60\,100 - 58\,500}{60\,100} 100 \approx 3\%.$$

Această variație se află în limitele preciziei calculului și deci s-a terminat calcularea. În continuare se arată cum se conduce calculul mai departe pentru a afla $t_{p\cdot 1}$, dacă este necesară o mai mare concordanță între q_{cond} și q_{fierb}.

Scanned with OKEN Scanner

A l t r e i l e a c a l c u l. Pe figura 4-17 se duc prin două puncte dreptele pentru q_{cond} și q_{fierb}. Punctul lor de intersecție dă valoarea mai exactă pentru $t_{p\cdot 1} = 127{,}9°C$ și $q_m = 68\,400$ W/m², adică 5 900 kcal/m² · h.

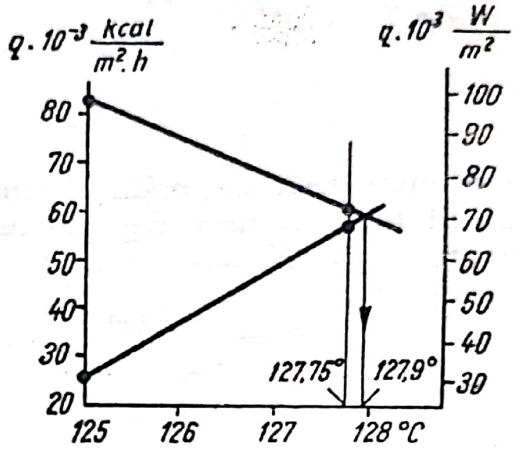


Fig. 4-17. (La exemplul 23).

Pentru verificarea determinării grafice a lui q_m se face al treilea calcul pentru $t_{p\cdot 1} = 127{,}9°C$. Din acest calcul se determină $q_m = 68\,150$ W/m², adică 58 750 kcal/m² · h.

Diferența față de determinarea grafică a lui q_m reprezintă 0,4%. Diferența între q_{cond} și q_m reprezintă în acest caz numai:

$$\frac{q_{cond} - q_m}{q_{cond}} = \frac{68\,210 - 68\,150}{68\,210}\,100 \approx 0{,}1\%,$$

$$\frac{q_{con\,l} - q_m}{q_{con\,l}} = \frac{58\,800 - 58\,750}{58\,800}\,100 = 0{,}1\%.$$

Prin urmare, se obține prin calcul la fierberea alcoolului, încărcarea termică $q = 68\,150$ W/m² $= 0{,}5875 \cdot 10^5$ kcal/m² · h.

Formula de calcul pentru fierberea alcoolului se aplică numai în domeniul fierberii cu bule la valori q mai mici ca q_{cr}. Urmează să se verifice dacă valoarea lui q nu depășește q_{cr}.

Încărcarea termică critică pentru alcoolul etilic se află din formula (4-75):

$$q_{cr} = 423\,\frac{\lambda_l^{0,4}(\rho_l - \rho_v)^{0,48}(\rho_v \cdot r)^{0,36}\,T_s^{0,32}\,\sigma^{0,21}}{\rho_l^{0,31}\,\eta_l^{0,14}\,c_l^{0,08}} =$$

$$= 423\,\frac{0{,}167^{0,4}\,(735 - 1{,}74)^{0,48}\,(1{,}74 \cdot 842 \cdot 10^3)^{0,36}\,351{,}5^{0,32}\,(16{,}8 \cdot 10^{-3})^{0,21}}{735^{0,31}\,(0{,}451 \cdot 10^{-3})^{0,14}\,(3{,}23 \cdot 10^3)^{0,08}} =$$

$$= 423\,\frac{0{,}489 \cdot 23{,}7 \cdot 166 \cdot 6{,}53 \cdot 0{,}424}{7{,}77 \cdot 0{,}34 \cdot 1{,}9} = 450\,000 \text{ W/m}^2.$$

Din formula (4-75 b) rezultă:

$$q_{cr} = 4{,}7 \cdot 10^3 \frac{\lambda_l^{0,4} (\gamma_l - \gamma_v)^{0,48} (\gamma_v \cdot r)^{0,36} T_s^{0,32} \sigma^{0,21}}{\gamma_l^{0,31} \eta_l^{0,14} c_l^{0,08}} =$$

$$= 4{,}7 \cdot 10^3 \frac{0{,}144^{0,4} (735 - 1{,}74)^{0,48} (1{,}74 \cdot 201)^{0,36} 351{,}5^{0,32} (17{,}1 \cdot 10^{-4})^{0,21}}{735^{0,31} (0{,}46 \cdot 10^{-4})^{0,14} 0{,}77^{0,08}} =$$

$$= 390\,000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h},$$

care sînt mai mari decît încărcările termice din exemplul analizat.

Coeficientul total de transmitere a căldurii se poate afla prin două metode:

1) din expresia $q = K(t_{cond} - t_{fierb})$;

$$K = \frac{68\,150}{132{,}9 - 78{,}5} = 1\,250 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}};$$

$$K = \frac{58\,750}{132{,}9 - 78{,}5} = 1\,080 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}};$$

2) din expresia:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{cond}} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_{fierb}}} = \frac{1}{\frac{1}{13\,690} + 0{,}00041 + \frac{1}{3\,170}} = 1\,250 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}};$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{11\,800} + 0{,}000475 + \frac{1}{2\,730}} = 1\,080 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Exemplul 24. Să se determine suprafața unui schimbător de căldură în care o cantitate de 3 t/h ulei de uns fierbinte se răcește de la 100 pînă la 25°C cu ajutorul uleiului rece, care se încălzește de la 20 pînă la 40°C. Se știe că coeficientul total de transmitere a căldurii variază astfel cu temperatura:

T°C	100	80	60	40	30	25
K, kcal/m²·h·grd	305	302	295	265	200	143

Căldura specifică a uleiului este de 0,4 kcal/kg·grd.

Rezolvare. Din condițiile problemei rezultă că coeficientul total de transmitere a căldurii variază mult în cursul procesului; de aceea se va utiliza ecuația diferențială a transmiterii de căldură (4-18).

Integrala $-\int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{K(T-t)}$ se rezolvă grafic (T — temperatura lichidului fierbinte; t — temperatura lichidului rece)*.

* Produsul Gc este constant de-a lungul suprafeței de schimb de căldură.

Se găsesc mai întîi datele necesare pentru construirea unui grafic avînd ca ordonată $\frac{1}{K(T-t)}$, iar ca abscisă — temperatura lichidului fierbinte T. Pentru aceasta se dau lui T diverse valori și se calculează valorile corespunzătoare ale temperaturii t a lichidului rece din ecuația bilanțului termic:

$$G_c c_c (T_1 - T) = G_r c_r (t_2 - t).$$

Înlocuind în această ecuație valorile limită ale temperaturilor lichidului cald și lichidului rece, se găsește la început raportul:

$$\frac{G_c c_c}{G_r c_r} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0{,}267 .$$

Prin urmare:

$$t = t_2 - \frac{G_c c_c}{G_r c_r}(T_1 - T) = 40 - 0{,}267(100 - T).$$

Dînd lui T o valoare oarecare, din această ecuație se găsește temperatura corespunzătoare t a uleiului rece. De exemplu, pentru $T = 80°C$, rezultă:

$$t = 40 - 0{,}267(100 - 80) = 34{,}7°C.$$

În continuare se determină mărimea ordonatei:

$$\frac{1}{K(T-t)} = \frac{1}{320(80 - 34{,}7)} = 0{,}73 \cdot 10^{-4},$$

care corespunde la $T = 80°C$.

În mod analog se determină ordonatele pentru temperaturile $T = 60$, 40, 30 și 25°C. Rezultatele obținute sînt date în tabela 4-12.

Cu datele din tabela 4-12 se construiește graficul din figura 4-18.

Se ia pentru abscisă scara de 1°=2 mm, iar pentru ordonată $1 \cdot 10^{-4}$ m²·h/kcal = = 20 mm, adică unitatea mărimii de sub integrală (1 grd · $1 \cdot 10^{-4}$ m² · h/kcal) să fie egală cu $2 \cdot 20 = 40$ mm². Se calculează mărimea suprafeței limitată de curbă, două ordonate și axa absciselor.

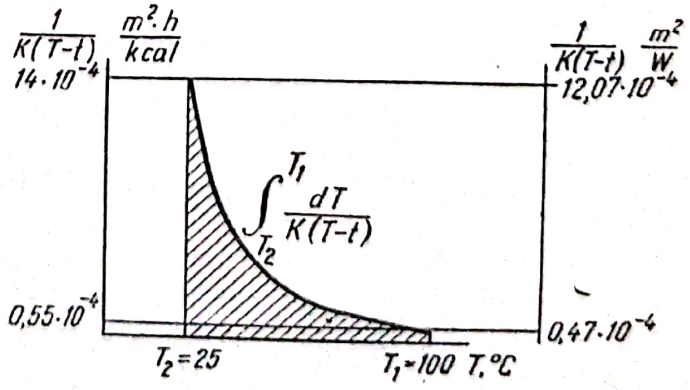


Fig. 4-18 (La exemplul 24).

Tabela 4-12

T	t	$T-t$	K	$\frac{1}{K(T-t)}$
100	40,0	60,0	305	$0{,}55 \cdot 10^{-4}$
80	34,7	45,3	302	$0{,}73 \cdot 10^{-4}$
60	29,3	30,7	295	$1{,}10 \cdot 10^{-4}$
40	24,0	16,0	265	$2{,}66 \cdot 10^{-4}$
30	21,3	8,7	200	$5{\cdot}75 \cdot 10^{-4}$
25	20,0	5,0	143	$14{,}00 \cdot 10^{-4}$

La scara adoptată, această suprafață este de 5 650 mm² și deci:

$$\int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{5\,650}{40} \cdot 1 \cdot 10^{-4} = 141 \cdot 10^{-4}\ \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd/kcal}.$$

Suprafața necesară pentru schimbul de căldură va fi:

$$A = G_c c_c \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{K(T-t)} = 3\,000 \cdot 0{,}4 \cdot 141 \cdot 10^{-4} = 16{,}9\ \text{m}^2.$$

Exemplul 25. Într-un rezervor prevăzut cu o serpentină prin care circulă apă de răcire, se încarcă 1 400 kg toluen la temperatura de 105°C. Suprafața serpentinei este de 3,2 m². Apa intră în serpentină cu temperatura de 13°C. Cît timp este necesar pentru răcirea toluenului la 25°C, dacă se consideră un coeficient total de transmitere a căldurii de 255 W/m² · grd, adică 220 kcal/m² · h · grd, și care va fi în acest caz debitul de apă?

Rezolvare. În procesul periodic de răcire a toluenului cu apă nu se poate folosi formula (4-15) pentru calculul diferenței medii de temperatură, pentru că temperatura finală a apei se schimbă în procesul schimbului de căldură. În acest caz se folosește formula (4-93):

$$\Delta t_{m\cdot r} = \frac{T_1 - T_2}{2{,}3 \lg \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A-1}{2{,}3\, A \lg A} = \frac{105-25}{2{,}3 \lg \frac{105-13}{25-13}} \times \frac{1{,}715-1}{2{,}3 \cdot 1{,}715 \lg 1{,}715} = 30{,}5°\text{C},$$

în care:

$T_1 = 105°\text{C}$ este temperatura inițială a toluenului;
$T_2 = 25°\text{C}$ — temperatura finală a toluenului;
$t_1 = 13°\text{C}$ — temperatura inițială a apei;

$$A = \frac{T_2 - t_1}{T_2 - t_2} = \frac{25-13}{25-18} = 1{,}715.$$

t_2 — temperatura finală a apei care iese din serpentină în ultimul moment al răcirii, cînd temperatura toluenului în rezervor rămîne egală cu 25°C; se admite $t_2 = 18°\text{C}$.

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de căldură pe care trebuie să o cedeze toluenul apei este:

$$Q = 1\,400 \cdot 1{,}8 \cdot 10^3(105 - 25) = 201\,600 \cdot 10^3 \text{ J};$$

$$Q = 1\,400 \cdot 0{,}43(105 - 25) = 48\,200 \text{ kcal},$$

în care $1{,}8 \cdot 10^3$ J/kg·grd = 0,43 kcal/kgf·grd este căldura specifică a toluenului la temperatura medie de 65°C (fig. XI).

Durata de răcire se determină din ecuația (4-92):

$$\tau = \frac{Q}{KA\Delta t_{m\cdot r}} = \frac{201\,600 \cdot 10^3}{255 \cdot 3{,}2 \cdot 30{,}5 \cdot 3\,600} = 2{,}24 \text{ h};$$

$$\tau = \frac{48\,200}{220 \cdot 3{,}2 \cdot 30{,}5} = 2{,}24 \text{ h}.$$

Temperatura medie a apei de răcire este [(formula 4-95)]:

$$t_m = t_1 + \Delta t_{m\cdot r}\, 2{,}3 \lg A = 13 + 30{,}5 \cdot 2{,}3 \lg 1{,}715 = 29{,}3°\text{C}.$$

Debitul de apă de răcire se află din formula (4-91):

$$G_a = \frac{Q}{\tau c_a(t_m - t_1)} = \frac{201\,600 \cdot 10^3}{2{,}24 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3(29{,}3 - 13)} = 1\,320 \text{ kg/h};$$

$$G_a = \frac{48\,200}{2{,}24 \cdot 1(29{,}3 - 13)} = 1\,320 \text{ kgf/h}.$$

Exemplul 26. Să se determine cantitatea de căldură pierdută prin radiație de suprafața unui aparat cilindric din oțel, care se găsește într-o clădire ai cărei pereți sînt vopsiți cu vopsea de ulei. Dimensiunile aparatului sînt: $H = 2$ m; $D = 1$ m. Dimensiunile clădirii sînt: înălțimea — 4 m; lungimea — 10 m; lățimea — 6 m. Temperatura peretelui aparatului este de 70°C, temperatura aerului din clădire de 20°C.

Să se determine, de asemenea, pierderea totală de căldură a aparatului prin radiație și convecție.

Rezolvare. Pierderea de căldură prin radiație se calculează cu formulele (4-78) și (4-79):

$$Q_r = C_{1-2}A_1\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] \qquad [\text{W}],$$

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{4{,}9}\right)\frac{A_1}{A_2}} \qquad [\text{W/m}^2 \cdot (°\text{K}/100)^4].$$

În cazul dat:

$$T_1 = 273 + 70 = 343°\text{K},$$

$$T_2 = 273 + 20 = 293°\text{K},$$

$$A_1 = \pi DH + 2 \cdot 0{,}785\, D^2 = 3{,}14 \cdot 1 \cdot 2 + 2 \cdot 0{,}785 \cdot 1^2 = 7{,}85 \text{ m}^2,$$

$$A_2 = 2(4 \cdot 6 + 4 \cdot 10 + 6 \cdot 10) = 248 \text{ m}^2.$$

Scanned with OKEN Scanner

Deoarece suprafața A_2 este mare în comparație cu suprafața A_1, coeficientul de radiație $C_{1-2} \approx C_1$.

După datele din tabela XXIV, valoarea medie a gradului de negru al oțelului oxidat $\varepsilon = 0{,}85$. Deci, $C_1 = 5{,}7 \cdot 0{,}85 = 4{,}84$ W/m²(°K/100)⁴, adică 4,16 kcal/m² · h(°K/100)⁴.

Căldura pierdută prin radiație este:

$$Q_r = C_1 A_1 \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] = 4{,}84 \cdot 7{,}85(3{,}43^4 - 2{,}93^4) = 2\,490 \text{ W};$$

$$Q_r = 4{,}16 \cdot 7{,}85(3{,}43^4 - 2{,}93^4) = 2\,150 \text{ kcal/h}.$$

Cantitatea de căldură pierdută prin radiație și convecție se calculează cu formula:

$$Q = \alpha A_1 (t_p - t_{aer})$$

în care α, coeficientul total de transmitere a căldurii prin radiație și convecție, se determină cu formula (4-83):

$$\alpha = 9{,}74 + 0{,}07\,\Delta t = 9{,}74 + 0{,}07(70 - 20) = 13{,}2 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd};$$

$$\alpha = 8{,}4 + 0{,}06\,\Delta t = 8{,}4 + 0{,}06(70 - 20) = 11{,}4 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

Căldura totală pierdută de aparat va fi:

$$Q = 13{,}2 \cdot 7{,}85(70 - 20) = 5\,200 \text{ W};$$

$$Q = 11{,}4 \cdot 7{,}85(70 - 20) = 4\,480 \text{ kcal/h}.$$

PROBLEME

1. De cîte ori crește rezistența termică a peretelui unei serpentine de oțel cu diametrul de 38 × 2,5 mm, dacă se acoperă cu un strat de email cu grosimea de 0,5 mm?

Se consideră peretele plan. Coeficientul de conductivitate termică al emailului este de 0,9 kcal/m·h·grd.

2. O conductă de abur cu lungimea de 40 m și diametrul de 51×2,5 mm, este acoperită cu un strat izolator cu grosimea de 30 mm; temperatura suprafeței exterioare a izolației $t_2 = 45$°C, iar a suprafeței interioare $t_1 = 175$°C. Să se determine cantitatea de căldură pierdută de conducta de abur în timp de o oră. Conductivitatea termică a izolației $\lambda = 0{,}116$ W/m·grd, adică 0,1 kcal/m·h·grd.

3. O conductă de oțel cu diametrul de 60 × 3 mm este izolată cu un strat de plută cu grosimea de 30 mm, iar peste aceasta cu un strat de sovelit (85% oxid de magneziu + 15% azbest) cu grosimea de 40 mm. Temperatura peretelui țevii este de — 110°C, iar a suprafeței exterioare a izolației de 10°C. Să se calculeze pierderea orară de frig pe metrul liniar de conductă.

Scanned with OKEN Scanner

4. Cum variază pierderea de frig în condițiile problemei anterioare, dacă stratul interior este de sovelit ($\delta = 40$ mm), iar stratul exterior din plută ($\delta = 30$ mm)?

5. Să se determine temperatura suprafeței interioare a zidăriei unei autoclave (fig. 4-19), dacă temperatura la suprafața ei exterioară este de 35°C.

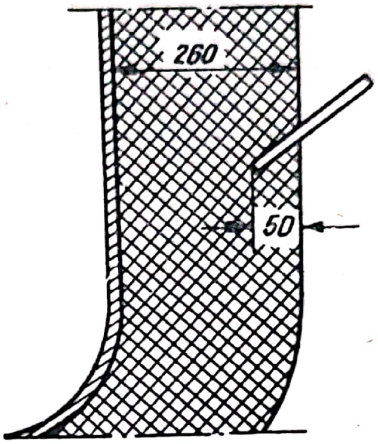


Fig. 4-19. (La problema 5).

Grosimea zidăriei este de 260 mm. Un termometru introdus la adîncimea de 50 mm de la suprafața exterioară indică o temperatură de 70°C.

6. Să se calculeze coeficienții de conductivitate termică pentru:

a) cloroform la 20°C;

b) bioxid de sulf la $t = 160$°C și $p = 1$ ata;

c) soluție apoasă de clorură de calciu 30%, a cărei căldură specifică este de $2{,}72 \cdot 10^3$ J/kg·grd, adică 0,65 kcal/kgf·grd.

7. Pînă la ce temperatură se vor încălzi 2t soluție de clorură de calciu, dacă în 2 h și 30 min s-au consumat 200 kg abur de încălzire ($p = 2$ ata), iar cantitatea de căldură pierdută de aparat în mediul înconjurător a fost în medie de 2 030 W (1 750 kcal/h)? Temperatura inițială a soluției este de 10°C. Căldura specifică a soluției este de $2{,}5 \cdot 10^3$ J/kg · grd sau 0,6 kcal/kgf·grd.

8. Să se determine cantitatea de căldură transmisă, consumul teoretic minim de apă de răcire și temperatura ei finală la condensarea într-un condensator care funcționează în contracurent a 850 kg/h vapori de sulfură de carbon la presiune atmosferică. Vaporii de sulfură de carbon intră în condensator avînd o temperatură de 90°C. Sulfura de carbon lichidă iese din condensator la o temperatură cu 8°C mai scăzută decît temperatura de condensare. Temperatura de intrare a apei este de 17°C. Căldura specifică a vaporilor de sulfură de carbon este de $0{,}67 \cdot 10^3$ J/kg·grd sau 0,16 kcal/kgf·grd. Diferența minimă de temperatură dintre sulfura de carbon și apă, în condensator, este de 6°C.

9. Într-un condensator în contracurent intră 120 kg/h bioxid de carbon comprimat la 70 ata, avînd o temperatură de 80°C. Bioxidul de carbon lichid

Scanned with OKEN Scanner

iese din condensator la aceeași presiune și la temperatura de condensare. Diferența minimă de temperatură dintre bioxidul de carbon și apă în condensator fiind de 5°C, să se determine debitul de apă necesar, dacă aceasta are la intrare 13°C.

10. Pentru răcirea a 1 930 kg/h alcool butilic normal de la 90 pînă la 50°C se folosește un schimbător de căldură în contracurent cu o suprafață de 6 m². Răcirea se face cu apă a cărei temperatură inițială este de 18°C. Coeficientul total de transmitere a căldurii în schimbătorul de căldură este de 232 W/m²·grd, adică 200 kcal/m²·h·grd. Cîți metri cubi de apă trebuie să treacă pe oră prin schimbătorul de căldură?

11. O soluție concentrată și fierbinte iese dintr-un evaporator cu temperatura de 106°C și se utilizează pentru preîncălzirea pînă la 50°C a soluției reci diluate, care intră la evaporare cu temperatura de 15°C. Soluția concentrată se răcește pînă la 60°C. Să se determine diferența medie de temperatură pentru cazul cînd preîncălzirea se face în contracurent și în echicurent.

12. Într-un depozit de utilaj se găsește un schimbător de căldură tubular format din 19 țevi de alamă cu diametrul de 18×2 mm și lungimea de 1,2 m. Să se calculeze dacă suprafața schimbătorului este suficientă pentru condensarea a 350 kg/h vapori de alcool etilic, dacă se cunosc: coeficientul total de transmitere a căldurii — 700 W/m²·grd, adică 600 kcal/m²·h·grd; temperatura inițială a apei: 15°C; temperatura finală a apei: 35°C. Se va presupune că alcoolul condensează la presiunea atmosferică, iar alcoolul lichid este evacuat la temperatura de condensare.

13. Un schimbător de căldură tubular în contracurent, așezat înaintea unui aparat de contact dintr-o fabrică de acid sulfuric, are o suprafață de schimb de căldură de 360 m² (fig. 4-20). Gazul purificat de la cuptoarele de

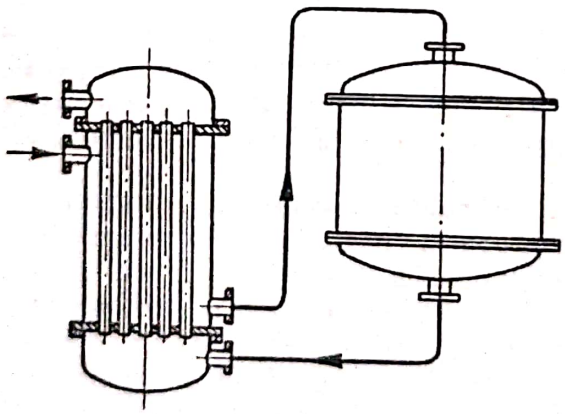


Fig. 4-20. (La problema 13.)

pirită intră în spațiul intertubular al schimbătorului de căldură cu o temperatură de 300°C și iese cu temperatura de 430°C. Gazul fierbinte din aparatul de contact intră în țevile schimbătorului de căldură cu o temperatură de 560°C. Debitul de gaz este de 10 t/h, căldura specifică medie a gazului de $1{,}05 \cdot 10^3$ J/kg·grd, adică 0,25 kcal/kgf·grd. Pierderile de căldură prin mantaua

schimbătorului de căldură reprezintă 10% din cantitatea de căldură primită de gazul care se încălzește. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii în schimbătorul de căldură.

14. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii într-un schimbător de căldură spiral, cunoscînd următoarele date: suprafața de schimb de căldură — 48 m²; în aparat se încălzesc 85,5 t/h apă de la 77 la 95°C; încălzirea se face cu abur saturat la presiunea de 0,23 at.

15. O coloană de rectificare pentru aer lichid este acoperită cu un strat de izolație termică din vată de zgură cu grosimea de 250 mm. Temperatura lichidului în interiorul coloanei este de — 190°C, iar temperatura aerului înconjurător din încăpere este de 20°C. Să se determine cantitatea maximă de căldură care trece din aerul înconjurător în coloană printr-un metru pătrat de suprafață, dacă se neglijează rezistențele termice de partea lichidului și a aerului.

16. Cum variază coeficientul total de transmitere a căldurii, dacă țevile de oțel cu diametrul de 38×2,5 mm se înlocuiesc cu țevi de cupru de aceleași dimensiuni:

a) într-un calorifer cu abur pentru încălzirea aerului, în care:

$$\alpha_{aer} = 41 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ adică } 35 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd};$$

$$\alpha_{abur} = 11\,600 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ adică } 10\,000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd};$$

b) într-un evaporator, în care:

$$\alpha_{soluție\ la\ fierbere} = 2\,320 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ adică } 2\,000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd};$$

$$\alpha_{abur\ de\ încălzire} = 11\,600 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ adică } 10\,000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

Depunerile de pe suprafețe nu se iau în considerare.

17. Cum variază valoarea coeficientului de transmitere a căldurii într-un schimbător de căldură, confecționat din țevi de oțel cu grosimea de 3 mm, dacă pe suprafața țevilor se depune o crustă de piatră cu grosimea de 2 mm:
a) într-un răcitor cu apă pentru gaze, în care:

$$\alpha_{gaz} = 58 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ adică } 50 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd};$$

$$\alpha_{apă} = 580 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ adică } 500 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd};$$

b) într-un evaporator, în care:

$$\alpha_{soluție\ la\ fierbere} = 2\,780 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd sau } 2\,400 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd};$$

$$\alpha_{abur\ de\ încălzire} = 11\,600 \text{ W/m}^2 \cdot \text{grd}, \text{ sau } 10\,000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}.$$

18. Care este valoarea maximă pe care o poate avea coeficientul total de transmitere a căldurii într-un condensator pentru amoniac construit din țevi de oțel cu diametrul de 32×2,5 mm, dacă pe suprafața țevilor există rugină, o crustă de piatră și o peliculă de ulei? Referitor la rezistența termică a impurităților, v. tabela XXXI.

Scanned with OKEN Scanner

19. Ce încărcare calorică specifică maximă q în W/m² sau în kcal/m²·h poate exista într-un evaporator pentru toluen, dacă ţevile de oţel ale evaporatorului cu grosimea de 3 mm sînt cu rugină pe ambele suprafeţe şi dacă se consideră numai rezistenţa termică a oţelului şi ruginii. Evaporatorul se încălzeşte cu abur saturat ($p = 2$ at). Toluenul fierbe la presiune atmosferică.

20. Să se determine suprafaţa pe care trebuie să o aibă un schimbător de căldură în contracurent pentru a răci 0,85 m³/h sulfură de carbon de la temperatura de fierbere la presiunea atmosferică pînă la 22°C. Apa de răcire se încălzeşte de la 14 pînă la 25°C; $\alpha_{sulfură\ de\ carbon} = 268$ W/m²·grd sau 230 kcal/m²·h·grd; $\alpha_{apă} = 720$ W/m²·grd sau 620 kcal/m²·h·grd. Grosimea ţevii de oţel este de 3 mm. În calcule se va ţine seama că ţevile sînt ruginite şi au un strat de piatră $\Sigma r = 0{,}0008$ m²·h·grd/kcal.

Să se determine, de asemenea, debitul apei de răcire.

21. Să se calculeze valoarea criteriului lui Prandtl la presiunea atmosferică:

a) pentru amoniac la 20°C;

b) pentru bioxid de carbon la 0 şi 200°C.

22. Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru anilină, care circulă prin ţevile orizontale ale unui schimbător de căldură cu diametrul de 24 × 2,5 mm cu viteza de 0,2 m/s. Temperatura medie a anilinei este de 40°C, iar temperatura medie a peretelui ţevii este de 28°C.

23. Prin spaţiul intertubular al unui schimbător de căldură trece, paralel cu ţevile, metan la presiunea de 5 at, cu viteza de 4,6 m/s. Temperatura medie a metanului este de 75°C. Schimbătorul de căldură are 37 ţevi de oţel cu diametrul de 18 × 2 mm, închise într-o manta cu diametrul interior de 190 mm. Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii.

24. Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru acid sulfuric de 98%, care circulă prin spaţiul inelar (intertubular) al unui schimbător de căldură „ţeavă în ţeavă" cu viteza de 0,7 m/s. Temperatura medie a acidului este de 70°C, iar temperatura medie a peretelui de 60°C. Diametrul ţevii exterioare a schimbătorului de căldură este de 54 × 4,5 mm, iar al ţevii interioare de 26×3 mm.

25. Într-un schimbător de căldură tubular, ale cărui ţevi au diametrul de 16×2 mm, se încălzesc 3 700 kg/h alcool metilic de la 10 la 50°C. Schimbătorul de căldură are 19 ţevi. Să se determine coeficientul parţial de transmitere a căldurii, dacă temperatura peretelui este de 60°C.

26. Într-un preîncălzitor tubular cu abur (calorifer), confecţionat din ţevi cu diametrul de 26 × 3 mm, se încălzeşte la presiunea atmosferică aer la temperatura medie de 60°C. Să se compare coeficientul total de transmitere a căldurii în calorifer pentru două cazuri: 1) aerul trece prin ţevi, iar aburul de încălzire condensează în spaţiul intertubular (fig. 4-21 a); 2) aerul trece prin spaţiul intertubular, prevăzut cu şicane transversale, iar aburul se con-

Scanned with OKEN Scanner

densează în țevi (fig. 4-21 b). În ambele cazuri se va considera: viteza aerului — 10 m/s; $\alpha_{abur\ de\ încălzire} = 11\,600$ W/m²·grd sau 10 000 kcal/m²·h·grd. Țevile sînt așezate decalat.

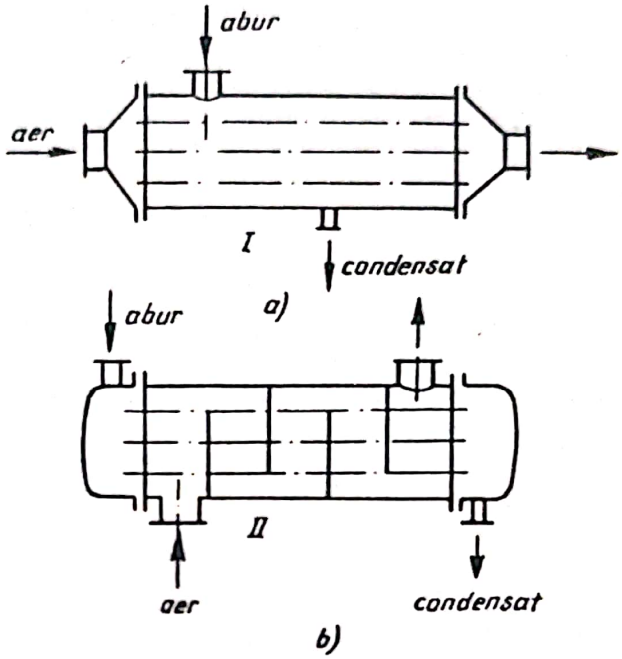


Fig. 4-21. (La problema 26.)

27. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru etilenă, care se răcește la presiunea de 2 ata de la 80 pînă la 30°C în spațiul intertubular al unui schimbător de căldură cu șicane transversale. Țevile cu diametrul de 32 × 3 mm sînt dispuse decalat. Viteza etilenei în secțiunea cea mai îngustă a fasciculului este de 7,5 m/s.

28. La schimbul de căldură dintre două fluide a căror curgere este turbulentă ($Re > 10\,000$), primul fluid are $\alpha_1 = 232$ W/m²·grd, adică 200 kcal/m²·h·grd, iar al doilea $\alpha_2 = 400$ W/m²·grd, adică 350 kcal/m²·h·grd. De cîte ori se mărește coeficientul total de transmitere a căldurii, dacă viteza primului fluid crește de două ori, iar viteza celui de-al doilea de trei ori, celelalte condiții rămînînd neschimbate. Rezistența termică a peretelui nu se ia în considerare.

29. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii într-un calorifer confecționat din țevi cu aripioare, avînd $d = 57$ mm; $D = 120$ mm; $t = 13$ mm (v. fig. 4-4). Aerul atmosferic se încălzește în calorifer cu abur de încălzire, care se condensează în țevi. Temperatura medie a aerului este de 45°C. Viteza aerului în secțiunea liberă cea mai mică este de 8 m/s. Fasciculul este nedecalat.

30. Un schimbător de căldură tubular vertical are 91 de țevi cu diametrul de 57×3 mm și înălțimea de 4 m. Pe suprafața interioară a țevilor curge o peliculă de apă în cantitate de 52 m³/h, care se încălzește de la 18 pînă la 25°C.

Temperatura medie a suprafeței interioare a țevilor este de 26°C. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru apă.

31. Pe un metru liniar lățime a peretelui vertical al unui răcitor cu film se scurge, în formă de peliculă, o cantitate de 2,1 l/s acid sulfuric de 60%. Răcitorul are 5 m înălțime. Temperatura medie a suprafeței peretelui este de 24°C, iar temperatura medie a acidului de 50°C. Să se calculeze coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru acid, știind că coeficientul lui de conductivitate termică este de 0,43 W/m·grd sau 0,37 kcal/m·h·grd.

32. Într-un aparat se răcește toluen în condiții de curgere liberă. Diametrul exterior al țevilor de răcire este de 76 mm. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii, dacă temperatura suprafeței țevii se consideră egală cu 26°C. Temperatura medie a toluenului este de 62,5°C.

33. Să se calculeze coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru o soluție apoasă de clorură de calciu 30% care fierbe la presiune atmosferică. Diferența de temperatură între suprafața de încălzire și soluția care fierbe este de 9°C.

34. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru vapori saturați de alcool etilic, care condensează la presiune atmosferică, în următoarele două cazuri: *a)* condensarea are loc pe suprafața exterioară a unor țevi orizontale cu diametrul de 50×3 mm; *b)* alcoolul se condensează pe suprafața interioară a unor țevi verticale cu înălțimea de 1,5 m. Temperatura suprafeței peretelui este, în ambele cazuri, de 48°C.

35. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii pentru vaporii saturați de tetraclorură de carbon, care condensează la presiune atmosferică în spațiul intertubular al unui condensator vertical confecționat din țevi de oțel cu diametrul de 26×3 mm și înălțimea de 1 m. Apa de răcire curge prin țevile condensatorului cu viteza de 0,015 m/s. Temperatura medie a apei este de 22°C. Rezistența termică a ruginii și a crustei de piatră se ia $\Sigma r_{p+dep} = 0{,}000754$ m²·grd/W, adică 0,000875 m²·h·grd/kcal.

36. Un schimbător de căldură tubular are 19 țevi cu diametrul de 45×2,5mm. Prin țevile schimbătorului circulă apă cu viteza de 0,7 m/s, care se încălzește. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru apă dacă temperatura suprafeței peretelui în contact cu apa este de 90°C și temperatura medie a apei este de 46°C.

37. Printr-o serpentină se răcesc 1,5 t/h toluen de la 90 până la 30°C. Răcirea (în contracurent) se face cu apă, care se încălzește de la 15 până la 40°C. Serpentina este confecționată din oțel și are diametrul de 57 × 3,5 mm; $\alpha_{apă} = 580$ W/m²·grd., adică 500 kcal/m²·h·grd. Diametrul spirei serpentinei este de 0,4 m. Să se determine lungimea serpentinei și debitul de apă de răcire. Rezistența termică a crustei de piatră depusă și a ruginii este de 0,0007 m²·grd/W, adică 0,0008 m²·h·grd/kcal.

Scanned with OKEN Scanner

38. Într-un calorifer cu abur se încălzesc 5 200 m^3N/h aer la presiune atmosferică de la 2 până la 90°C. Caloriferul este confecționat din 151 de țevi de oțel cu diametrul de 38 × 3 mm. Aerul circulă prin țevi de încălzire prin spațiul intertubular. Aburul de încălzire are presiunea de 2 ata. Să se determine lungimea țevilor și consumul de abur de încălzire, dacă umiditatea lui este de 6%.

39. Care este ordinul de mărime al coeficientului total de transmitere a căldurii în următoarele schimbătoare de căldură:

a) aerul aspirat cu un ventilator la presiunea atmosferică circulă prin țevi și se încălzește cu condensat fierbinte de abur, care curge liber prin spațiul intertubular;

b) aerul la presiune atmosferică, care circulă prin spațiul intertubular prevăzut cu șicane transversale, se încălzește cu gaze de ardere care circulă prin țevi; viteza ambelor gaze este de 8 m/s;

c) o soluție apoasă diluată (imobilă) se încălzește într-un rezervor cu ajutorul unei serpentine încălzite cu abur.

40. Să se arate dacă la rezolvarea problemelor 29 și 38 este necesar să se țină seama de rezistența termică a ruginii.

41. Prin țevile unui schimbător de căldură tubular trebuie să circule G kg/h lichid, a cărui viscozitate la temperatura lui medie este η cP, adică 10^{-3} N·s/m². Pentru ca valoarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii să fie suficient de ridicată, criteriul Re nu trebuie să fie sub 10 000. Care este numărul maxim de țevi cu diametrul interior d mm pe care poate să-l aibă schimbătorul de căldură (la o singură trecere)? Să se deducă formula.

42. Să se determine coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru anilină, în condițiile exemplului 33 (cap. I) (curent neizoterm).

43. Să se calculeze coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru azot în condițiile problemei 41 (cap. I).

44. Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii într-un schimbător de căldură „țeavă în țeavă" în condițiile problemei 42 (cap. I). Se va ține seama de rezistența termică a depunerilor de partea toluenului și de partea apei. Calculul se face:

a) fără a ține seama de raportul $\frac{Pr}{Pr_p}$; *b)* cu luarea în considerare a raportului $\frac{Pr}{Pr_p}$.

45. Se cere să se evapore 1 600 kg/h lichid care fierbe la $t = 137$°C și care intră în evaporator la această temperatură. Căldura latentă de evaporare a lichidului $r = 377 \cdot 10^3$ J/kg, adică 90 kcal/kgf. Temperatura aburului de încălzire nu trebuie să fie mai mică de 150°C. Căldura specifică a aburului supraîncălzit este de $2{,}14 \cdot 10^3$ J/kg·grd, adică 0,51 kcal/kgf·grd.

Scanned with OKEN Scanner

Să se determine consumul de abur de încălzire în următoarele cazuri:
a) $p = 4$ at, abur saturat uscat;
b) $p = 4$ at, abur supraîncălzit la 250°C;
c) $p = 3$ at, abur supraîncălzit la 250°C.
Să se reprezinte procesele de variaţie a stării aburului de încălzire pe diagrama T-S. Condensatul se elimină la temperatura de condensare.

46. De-a lungul peretelui plan al unui uscător lung de 6 m trece aer cald la presiunea atmosferică, cu viteza de 2,5 m/s şi temperatura medie de 85°C. Peretele uscătorului, confecţionat din tablă de oţel cu grosimea de 5 mm, este acoperit cu rugină şi izolat la exterior cu un strat de izolaţie termică de 30 mm. Coeficientul de conductivitate termică al izolaţiei este de 0,1 W/m·grd, sau 0,086 kcal/m·h·grd. Temperatura aerului în încăpere este de 18°C. Să se determine cantitatea de căldură pierdută prin radiaţie şi convecţie în timp de 1 oră pe 1 m² de perete, precum şi coeficientul total de transmitere a căldurii prin perete.

47. Peretele vertical al unui evaporator este acoperit cu un strat izolator ($\lambda = 0{,}12$ W/m·grd, adică 0,1 kcal/m·h·grd) gros de 45 mm. Temperatura soluţiei care fierbe este de 120°C, iar temperatura aerului înconjurător de 20°C. Să se determine pierderea de căldură prin radiaţie şi convecţie pe 1 m² în timp de o oră dacă temperatura suprafeţei peretelui, care vine în contact cu soluţia care fierbe, este egală cu temperatura soluţiei.

48. Printr-o conductă orizontală, cu diametrul de 51 × 2,5 mm şi lungimea de 50 m, trece abur saturat la presiunea de 24 at. Să se determine cantitatea de condensat formată în 24 de ore în conducta neizolată. Temperatura aerului în secţie este de 15°C.

49. Cu cîte procente scade pierderea de căldură, dacă conducta de abur studiată în problema anterioară este acoperită cu un strat termoizolant cu grosimea de 40 mm, a cărui conductivitate termică este de 0,093 W/m·grd, sau 0,08 kcal/m·h·grd.

50. Un aparat este izolat cu un strat de cărămizi din şamotă, gros de 125 mm ($\lambda = 0{,}68$ W/m·grd, adică 0,5 kcal/m·h·grd) şi un strat de masă izolantă ($\lambda = 0{,}12$ W/m·grd, adică 0,1 kcal/m·h·grd). Temperatura suprafeţei exterioare a peretelui aparatului este de 500°C. Să se determine grosimea stratului izolant, pentru ca temperatura la exterior să nu treacă de 50°C, dacă temperatura aerului în secţie este de 25°C.

51. Să se transforme în sistemul SI formula pentru determinarea coeficientului de conductivitate termică al gazului.

$$\lambda = B\, C_v\, \eta g\, 3\,600 \qquad [\text{kcal/m} \cdot \text{h} \cdot \text{grd}]$$

Aici:

B este un coeficient numeric adimensional;
C — căldura specifică a gazului la volum constant, în kcal/kgf·grd
η — coeficientul dinamic de viscozitate, în kgf·s/m²;
g — acceleraţia căderii libere, în m/s².

Scanned with OKEN Scanner

EXEMPLE DE CALCUL AL SCHIMBĂTOARELOR DE CĂLDURĂ

Exemplul I. Să se efectueze calculul termic al unui schimbător de căldură pentru răcirea a $G_e = 5$ t/h eter etilic de la $t_i = 33°C$ la $t_f = 6°C$.

Eterul etilic este răcit cu soluție refrigerentă, care vine din instalația de răcire la temperatura $t_i = -6°C$. Soluția refrigerentă conține 20% de masă de clorură de sodiu. După schema tehnologică eterul etilic și soluția refrigerentă sînt transportate cu pompe.

Rezolvare. **1.** Condițiile de temperatură ale procesului. Se admite temperatura finală a soluției refrigerente $t'_f = -2°C$. Diferența medie a temperaturilor la contracurent este:

$$\begin{array}{r} 33 \longrightarrow +6 \\ -2 \longleftarrow -6 \\ \hline \Delta t_1 = 35 \qquad \Delta t_2 = 12 \end{array}$$

Raportul $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{35}{12} = 2{,}92 > 2$, prin urmare se determină diferența medie logaritmică a temperaturilor:

$$\Delta t_m = \frac{35 - 12}{2{,}3 \lg \frac{35}{12}} = 21{,}5°C.$$

Temperatura medie a soluției refrigerente este:

$$t_s = -6 - (-2) = -4°C.$$

Temperatura medie a eterului este:

$$t_e = t_s + \Delta t_m = -4 + 21{,}5 = 17{,}5°C.$$

2. Încărcarea termică va fi:

$$Q = G_e c_e (t_i - t_f) = 5\,000 \cdot 0{,}514(33 - 6) = 69\,400 \text{ kcal/h},$$

în care $c_e = 0{,}514$ kcal/kgf·grd este căldura specifică a eterului (fig. XI).

Debitul de soluție refrigerentă este:

$$G_s = \frac{Q}{c_s (t'_f - t'_i)} = \frac{69\,400}{0{,}813 [-2 - (-6)]} = 21\,300 \text{ kg/h},$$

în care $c_s = 0{,}813$ kcal/kgf.grd este căldura specifică a soluției de clorură de sodiu (v. tabela XLIX).

3. Alegerea construcției. Dacă ambii purtători de căldură sînt acționați cu pompe, atunci nu au importanță hotărîtoare pierderile de presiune la trecerea prin schimbătoarele de căldură.

Se admite regim turbulent pentru curgerea soluției refrigerente și se fixează la început $Re = 20\,000$.

Din expresia:

$$Re = \frac{20\,000\, dw\gamma}{\eta g} \quad \text{și} \quad w = \frac{G_h}{3\,600 \cdot 0{,}785\, d^2 n \gamma}$$

se determină:

$$nd = \frac{0{,}354 G_h}{Re\ \eta} = \frac{0{,}354 \cdot 21\,300}{20\,000 \cdot 3{,}23} = 0{,}117 \text{ m},$$

în care $\eta = 3{,}23$ cP este viscozitatea soluției [0 — II, pag. 1874].

Din valoarea *nd* se poate trage concluzia că schimbătorul de căldură va avea o singură ţeavă de diametrul de 117 mm, care corespunde tipului „ţeavă în ţeavă". De obicei la acest tip se alege ţeava interioară de Φ 38 — 57 mm şi cea exterioară de Φ 76 — 108 mm.

Se admite tipul „ţeavă în ţeavă" cu trei ţevi de Φ 38 × 2 mm şi 76 × 3 mm. Soluţia refrigerentă curge prin ţevile interioare, iar eterul în spaţiul dintre ţevi.

4. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii de la eter la perete.

Secţiunea inelară a unei ţevi este:

$$S = 0{,}785(D^2 - d^2) = 0{,}785(0{,}07^2 - 0{,}038^2) = 0{,}00271 \text{ m}^2.$$

Viteza eterului va fi:

$$w = \frac{G_e}{3 \cdot 3\,600 \cdot \gamma \cdot S} = \frac{5\,000}{3 \cdot 3\,600 \cdot 716 \cdot 0{,}00271} = 0{,}238 \text{ m/s},$$

în care $\gamma = 716$ kgf/m³ este greutatea specifică a eterului etilic.

Diametrul echivalent pentru spaţiul intertubular este:

$$d_{ech} = D - d = 0{,}07 - 0{,}038 = 0{,}032 \text{ m}.$$

Criteriul *Re* pentru eter la $t_e = 17{,}5$°C este:

$$Re = \frac{w d_{ech} \cdot \gamma}{\eta g} = \frac{0{,}238 \cdot 0{,}032 \cdot 716 \cdot 9\,810}{0{,}249 \cdot 9{,}81} = 22\,000,$$

în care $\eta = 0{,}249$ cP este viscozitatea eterului etilic la 17,5°C.

Criteriul *Pr* pentru eter la $t_e = 17{,}5$°C. este:

$$Pr = \frac{3\,600\, c\eta \cdot g}{\lambda} = \frac{3\,600 \cdot 0{,}514 \cdot 0{,}249 \cdot 9{,}81}{0{,}115 \cdot 9\,810} = 4,$$

în care $\lambda = 0{,}115$ kcal/m.h.grd este coeficientul de conductivitate termică al eterului etilic (fig. X).

Criteriul *Nu* se calculează cu formula (4-27), admiţînd $\varepsilon_1 = 1$:

$$Nu = 0{,}021\, Re^{0.8}\, Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0.25},$$

din care coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru eter rezultă:

$$\alpha_e = \frac{\lambda}{d} 0{,}021\, Re^{0.8}\, Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0.25} = \frac{0{,}115}{0{,}032} 0{,}021 \cdot 22\,000^{0.8} \cdot 4^{0.43} \times$$

$$\times \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0.25} = 408 \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0.25}.$$

5. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii de la perete la soluţia refrigerentă.

Viteza soluţiei refrigerente este:

$$w = \frac{G_h}{3 \cdot 3\,600\, \gamma\, 0{,}785\, d^2} = \frac{21\,300}{3 \cdot 3\,600 \cdot 1\,150 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}034^2} = 1{,}89 \text{ m/s},$$

în care $\gamma = 1\,150$ kgf/m³ este greutatea specifică a soluţiei de clorură de sodiu de 20% (v. tabela XLVII).

Criteriul *Re* pentru soluţia refrigerentă la $t_s = -4$°C este

$$R = \frac{w d \gamma}{\eta g} = \frac{1{,}89 \cdot 0{,}034 \cdot 1\,150 \cdot 9\,810}{3{,}23 \cdot 9{,}81} = 22\,800.$$

Criteriul Pr pentru soluţia refrigerentă la $t_s = -4°C$ este:

$$Pr = \frac{3\,600\,C\,\eta\,g}{\lambda} = \frac{3\,600 \cdot 0{,}813 \cdot 3{,}23 \cdot 9{,}81}{0{,}456 \cdot 9\,810} = 20{,}7,$$

în care $\lambda = 0{,}456$ kcal/m.h.grd este coeficientul de conductivitate termică al soluţiei de clorură de sodiu de 20% (v. tabela XLVII).

Criteriul Nu se calculează cu formula (4-27):

$$Nu = 0{,}021\ Re^{0,8}\ Pr^{0,43}\ \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$$

din care se obţine coeficientul de transmitere a căldurii pentru soluţia refrigerentă:

$$\alpha_s = 0{,}021\,\frac{\lambda}{d}\,Re^{0,8}\,Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 0{,}021\,\frac{0{,}456}{0{,}034}\,22\,800^{0,8}\,20{,}7^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 3\,170\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}.$$

6. Rezistenţa peretelui şi depunerilor este:

$$\Sigma r_p = r_{d\cdot 1} + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + r_{d\cdot 2} = \frac{1}{5\,000} + \frac{0{,}002}{40} + \frac{1}{5\,000} = 0{,}00045\,\frac{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}{\text{kcal}}.$$

Aici:

δ_p este grosimea peretelui ţevii, egală cu 0,002 m;
λ_p — coeficientul de conductivitate termică al oţelului, egal cu 40 kcal/m.h.grd;
$r_{d\cdot 1}$ — rezistenţa depunerilor de partea eterului;
$r_{d\cdot 2}$ — rezistenţa depunerilor de partea soluţiei refrigerente.

Din tabela XXXI se obţine:

$$\frac{1}{r_{d\cdot 1}} = \frac{1}{5\,000} \quad \text{şi} \quad \frac{1}{r_{d\cdot 2}} = \frac{1}{5\,000}.$$

7. Determinarea încărcării termice.

În formulele de calcul ale coeficientului parţial de transmitere a căldurii intră raportul $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$, care ţine seama de direcţia fluxului termic. Dar la valori mici ale diferenţei medii de temperatură influenţa lui $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$ este relativ neinsemnată.

În cazul dat, calculul se conduce în funcţie de scopul urmărit în ordinea următoare.

a) Determinarea coeficientului total de transmitere a căldurii fără a ţine seama de influenţa raportului $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$.

Pentru că raportul $\frac{d_i}{d_e} = \frac{34}{38} = 0{,}9 > 0{,}5$ calculul se conduce ca pentru peretele plan [v. formula (4-11)]:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_e} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_s}} = \frac{1}{\frac{1}{408} + 0{,}00045 + \frac{1}{3\,170}} = 311\,\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Încărcarea termică (fără a ţine seama de Pr/Pr_p) va fi:

$$q = K\,\Delta t_m = 311 \cdot 21{,}5 = 6\,680\,\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Scanned with OKEN Scanner

b) Determinarea încărcării termice cu luarea în considerare a influenţei raportului Pr/Pr_p.

Pentru comoditate, calculul este prezentat în tabela 4-13. Din primul calcul sînt trecute valorile aflate pentru încărcarea termică q şi mărimea α_e.

Diferenţa de temperatură între eter şi perete va fi:

$$\Delta t_1 = \frac{q}{\alpha_e} = \frac{6\,680}{408} = 16{,}4°C.$$

Prin urmare, temperatura suprafeţei ţevii, în contact cu eterul, este:

$$t_{p\cdot 1} = t_e - \Delta t_1 = 17{,}5 - 16{,}4 = 1{,}1°C.$$

Se calculează Pr_p pentru eter la $t_{p\cdot 1} = 1{,}1°C$:

$$Pr_p = \frac{3\,600\, c\, \eta\, g}{\lambda} = \frac{3\,600 \cdot 0{,}508 \cdot 0{,}293 \cdot 9{,}81}{0{,}117 \cdot 9\,810} = 4{,}58.$$

Aici:

$c = 0{,}508$ kcal/kgf.grd este căldura specifică a eterului (fig. XI);

$\eta = 0{,}293$ cP — viscozitatea eterului;

$\lambda = 0{,}117$ kcal/m.h.grd — coeficientul de conductivitate termică al eterului (fig. X).

Pentru eter:

$$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25} = \left(\frac{4}{4{,}58}\right)^{0{,}25} = 0{,}874^{0{,}25} = 0{,}97.$$

Restul calculului este dat în tabela 4-13.

Pentru soluţia refrigerentă la $t_{p\cdot 2} = -1{,}8°C$:

$$Pr_p = \frac{3\,600\, c\, \eta\, g}{\lambda} = \frac{3\,600 \cdot 0{,}813 \cdot 2{,}85 \cdot 10^{-4} \cdot 9{,}81}{0{,}462} = 17{,}7.$$

Aici:

$c = 0{,}813$ kcal/kgf.grd este căldura specifică a soluţiei de clorură de sodiu de 20% (v. tabela XLIX);

$\eta = 2{,}85 \cdot 10^{-4}$ kgf · s/m² — viscozitatea soluţiei (v. tabela XLVII);

$\lambda = 0{,}462$ kcal/m.h.grd — coeficientul de conductivitate termică al soluţiei (v. tabela XLVII);

Pentru soluţie:

$$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25} = \left(\frac{20{,}7}{17{,}7}\right)^{0{,}25} = 1{,}17^{0{,}25} = 1{,}04.$$

Pentru că în primul calcul (v. tabela 4-13) diferenţa între q_e şi q_s este însemnată, se face al doilea calcul, din care se determină:

$$q_m = \frac{6\,580 + 6\,400}{2} = 6\,490\ \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{.h}}.$$

Nr. calcul	Mişcarea turbulentă a eterului								Rezistenţa ter telui şi depu
	$t_{m\cdot e}$, °C	$t_{p\cdot 1}$, °C	Δt_1, °C	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}$	α_e		q_e		
					$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$	W/m²	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h}$	$\frac{m^2 \cdot grd}{W}$
1	17,5	1,1	16,4	0,97	458	396	7 540	6 500	0,00039
2	17,5	0,9	0,6	0,97	458	396	7 620	6 580	0,00039

Comparînd încărcarea termică cu şi fără luarea în considerare a raportului $\frac{Pr}{Pr_p}$, se ajunge la concluzia că în condiţiile acestui exemplu, eroarea făcută la calculul lui q fără a ţine seama de acest raport, este:

$$\frac{6\,680 - 6\,490}{6\,680} 100 = 2{,}8\%,$$

care se află în limitele preciziei obişnuite a calculelor tehnice.

8. Suprafaţa necesară de schimb de căldură este:

$$A = \frac{Q}{q_m} = \frac{69\,400}{6\,490} = 10{,}7 \text{ m}^2.$$

Cu rezervă, se admite $A = 11{,}9$ m².

Lungimea totală a ţevii cu Φ 38 × 2 mm în fiecare secţie este:

$$L = \frac{11{,}9}{3\,\pi \cdot 0{,}036} \approx 35 \text{ m}.$$

Se vor instala trei răcitoare „ţeavă în ţeavă" compuse din 7 secţii, fiecare de cîte 5 m lungime.

Exemplul II. Să se calculeze un schimbător de căldură tubular pentru răcirea a 350 m³ N/h gaze de pirogenare de la $t_i = 30$ pînă la $t_f = 0$°C.

Compoziţia gazului de pirogenare (în condiţii normale) este:

	m³	% vol
H_2	81,5	23,3
CH_4	150,4	42,9
C_2H_4	89,1	25,5
C_3H_6	29,0	8,3
	350,0	100,0

Presiunea gazului este de 6 ata. Agentul de răcire este acelaşi gaz, la aceeaşi presiune, dar la o temperatură care variază între −30 pînă la +20°C.

Rezolvare. **1.** Condiţiile de temperatură ale procesului.

Schema de temperatură la contracurent:

$$\begin{array}{rcl} 30 & \longrightarrow & 0, \\ 20 & \longleftarrow & -30 \\ \hline \Delta t_2 = 10 & & \Delta t_1 = 30 \end{array}.$$

Diferenţa medie de temperatură este:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2{,}3 \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{30 - 10}{2{,}3 \lg 3} = 18{,}2 \text{ grd}.$$

Tabela 4-13

mică a pere-nerilor	Mişcarea turbulentă a soluţiei refrigerente								
Σr_p						α_s		q_s	
$\frac{m^2 \cdot h \cdot grd}{kcal}$	Δt_p, °C	$t_{p \cdot 2}$, °C	$t_{m \cdot s}$, °C	Δt_s, °C	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$	W/m²	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h}$
0,00045	2,92	−1,82	−4	2,18	1,04	3 830	3 300	8 350	7 200
0,00045	2,96	−2,06	−4	1,94	1,04	3 830	3 300	7 420	6 400

Temperatura medie a gazelor de pirogenare calde este:

$$t_{m \cdot c} = \frac{30 + 0}{2} = + 15°C.$$

Temperatura medie a gazelor de pirogenare reci este:

$$t_{m \cdot r} = 15 - 18{,}2 = - 3{,}2°C.$$

2. Încărcarea termică.

Calculul cantităţii de căldură, obţinută prin răcirea gazelor de pirogenare, de la 30 la 0°C, se face pentru fiecare component.

Densitatea gazelor, în kg/m³N, se ia din tabela IV:

H_2	0,0898
CH_4	0,717
C_2H_4	1,26
C_3H_6	1,91

Cantitatea (masa) gazelor este:

H_2	81,5 · 0,0898	= 7,3 kg/h
CH_4	150,4 · 0,717	= 108,0 kg/h
C_2H_4	89,1 · 1,26	= 112,0 kg/h
C_3H_6	29,0 · 1,91	= 55,5 kg/h
Total G_t		= 282,8 kg/h

Răcirea hidrogenului:

$$q_{H_2} = G_{H_2} C_{p_{H_2}} (t_i - t_f) = \frac{7{,}3}{3\,600} \cdot 14{,}25 \cdot 10^3 (30—0) = 865 \text{ W}$$

în care:

G_{H_2} este cantitatea de hidrogen, egală cu 7,3 kg/h;

$C_{p_{H_2}}$ — căldura specifică a hidrogenului la 15°C, egală cu $14{,}25 \cdot 10^3$ J/kg.grd [0 — II, pag. 1472];

$t_i = 30°C$ — temperatura iniţială a amestecului;

$t_f = 0°C$ — temperatura finală a amestecului.

Răcirea metanului:

$$q_{CH_4} = \frac{108}{3\,600} \cdot 2{,}21 \cdot 10^3 (30 - 0) = 1\,970 \text{ W},$$

în care $2{,}21 \cdot 10^3$ J/kg.grd este căldura specifică a metanului la 15°C [0 — I ,v.2, pag. 1474].

Răcirea etilenei:

$$q_{C_2H_4} = \frac{112}{3\,600} \cdot 1{,}52 \cdot 10^3 (30 - 0) = 1\,415 \text{ W},$$

în care $1{,}52 \cdot 10^3$ J/kg.grd este căldura specifică a etilenei la 15°C [0 — II, pag. 1474].

Răcirea propilenei:

$$q_{C_3H_6} = \frac{55{,}5}{3\,600} \cdot 1{,}51 \cdot 10^3 (30 - 0) = 696 \text{ W},$$

în care căldura specifică a propilenei este dată de:

$$c_p = 65{,}15 \cdot 10^3 - 10^3 (68{,}80 - 65{,}15) \frac{10}{25} = 63{,}69 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kmol.grd}} = \frac{63{,}69 \cdot 10^3}{42{,}1} =$$

$$= 1{,}51 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg.grd}}.$$

Cantitatea totală de căldură cedată în schimbătorul de căldură este:

$$Q_t = c_{H_2} + q_{CH_4} + q_{C_2H_4} + q_{C_3H_6} = 865 + 1\,970 + 1\,415 + 696 = 4\,946 \text{ W}.$$

3. Determinarea constantelor fizice ale gazelor care se răcesc. Densitatea amestecului în condiţii normale este:

$$\rho_{am} = \frac{282,8}{350} = 0,808 \text{ kg/m}^3.$$

Densitatea amestecului la $t = 15°C$ şi $p = 6$ ata este:

$$\rho_{am} = 0,808 \frac{6 \cdot 273}{1 \cdot 288} = 4,6 \text{ kg/m}^3.$$

Se determină căl 'ura specifică a amestecului la 15°C. Nu se ia în considerare influenţa presiunii, care este neînsemnată la 6 ata (de exemplu căldura specifică a aerului între 1 şi 6 ata diferă cu mai puţin de 1% [0 — II, pag. 1472]).

Căldura specifică a amestecului este:

$$C_{p_{am}} = \frac{Q_t}{G_t (t_i - t_f)} = \frac{4\,946}{\frac{282,8}{3\,600} 30} = 2,11 \cdot 10^3 \text{ J/kg.grd}$$

Se determină viscozitatea gazelor.

Nu se ţine seama de influenţa presiunii, care este neînsemnată (de exemplu, la variaţia presiunii de la 0 la 20 ata, viscozitatea aerului creşte numai cu 2% [4—13, pag. 566]).

Viscozitatea amestecului este:

$$\eta_{am} = \frac{\eta_1 m_1 \sqrt{M_1 T_{cr \cdot 1}} + \eta_2 m_2 \sqrt{M_2 T_{cr \cdot 2}} + \eta_3 m_3 \sqrt{M_3 T_{cr \cdot 3}} + \eta_4 m_4 \sqrt{M_4 T_{cr \cdot 4}}}{m_1 \sqrt{M_1 T_{cr \cdot 1}} + m_2 \sqrt{M_2 T_{cr \cdot 2}} + m_3 \sqrt{M_3 T_{cr \cdot 3}} + m_4 \sqrt{M_4 T_{cr \cdot 4}}}.$$

Aici:

η este viscozitatea dinamică la 15°C, N.s/m² sau cP.10^{-4} (pentru hidrogen $\eta_1 = 87$; pentru metan $\eta_2 = 106$; pentru etilenă $\eta_3 = 99$; pentru propilenă $\eta_4 = 82$ [0 — II, pag. 1861]);

m_1, m_2, m_3, m_4 — părţi în volume ale componenţilor;

M_1, M_2, M_3, M_4 — masele molare ale componenţilor;

$T_{cr \cdot 1}, T_{cr \cdot 2}, T_{cr \cdot 3}, T_{cr \cdot 4}$ — temperaturile critice.

Valorile $\sqrt{MT_{cr}}$ sînt date în tabela IX; pentru propilenă valorile M şi T_{cr} sînt date în tabela IV.

După înlocuire se obţine:

$$\eta_{am} = \frac{87 \cdot 0,233 \cdot 8,13 + 106 \cdot 0,429 \cdot 55,1 + 99 \cdot 0,255 \cdot 89 + 82 \cdot 0,083 \sqrt{42,1 \cdot 364}}{0,233 \cdot 8,13 + 0,429 \cdot 55,1 + 0,255 \cdot 89 + 0,083 \sqrt{42,1 \cdot 364}} =$$

$$= 98,5 \cdot 10^{-7} \text{ N.s/m}^2.$$

Se determină criteriul Pr.

Gazele cu mai mulţi atomi reprezintă cel mai mare procent în amestecul gazos. Se admite, cu aproximaţie, valoarea lui Pr a metanului $Pr = 0,729$.

Se determină coeficientul de conductivitate termică al amestecului. Mărimea λ_{am} se află din expresia criteriului Pr:

$$\lambda_{am} = \frac{c_{am} \eta_{am}}{Pr} = \frac{2,11 \cdot 10^3 \cdot 98,5 \cdot 10^{-7}}{0,729} = 0,0283 \frac{\text{W}}{\text{m.grd}}.$$

4. Determinarea constantelor fizice ale gazelor care se încălzesc şi al debitului lor.

Căldura specifică a gazelor care se încălzesc la temperatura lor medie de — 3,2°C (calculul este analog cu cel de la 15°C) este:

$$C_{p_{am}} = \frac{(7{,}3 \cdot 14{,}20 + 108 \cdot 2{,}17 + 112 \cdot 1{,}45 + 55{,}5 \cdot 1{,}45) \cdot 10^3}{282{,}8} = 2{,}05 \cdot 10^3 \text{ J/kg.grd.}$$

Debitul gazelor care se încălzesc este:

$$G_r = \frac{4\,946 \cdot 3\,600}{2{,}05 \cdot 10^3 [20 - (-30)]} = 175 \text{ kg/h.}$$

În această valoare (175 kg/h):

$$H_2 = \frac{7{,}3 \cdot 175}{282{,}8} = 4{,}5 \text{ kg/h}; \quad CH_4 = 66{,}7 \text{ kg/h}; \quad C_2H_4 = 69{,}5 \text{ kg/h}; \quad C_3H_6 = 34{,}3 \text{ kg/h.}$$

Densitatea amestecului la $p = 6$ ata este:

$$\rho_{am} = 0{,}808 \frac{6 \cdot 273}{1 \cdot 269{,}8} = 4{,}9 \text{ kg/m}^3.$$

Viscozitatea amestecului (analog cu calculul pentru η_{am} la 15°C) este:

$$\eta_{am} = \frac{83{,}4 \cdot 0{,}233 \cdot 8{,}13 + 101 \cdot 0{,}429 \cdot 55{,}1 + 93 \cdot 0{,}255 \cdot 89 + 77 \cdot 0{,}083 \cdot 124}{0{,}233 \cdot 8{,}13 + 0{,}429 \cdot 55{,}1 + 0{,}255 \cdot 89 + 0{,}083 \cdot 124} =$$

$$= 93 \cdot 10^{-7} \text{ N.s/m}^2.$$

Criteriul lui $Pr \approx 0{,}729$, din care rezultă:

$$\lambda_{am} = \frac{C_{am}\eta_{am}}{Pr} = \frac{2{,}05 \cdot 10^3 \cdot 93 \cdot 10^{-7}}{0{,}729} = 0{,}0260 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{grd}}.$$

5. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii pentru spaţiul tubular.

Se admite că gazul care se răceşte în cantitate de 282,8 kg/h circulă prin ţevi, iar gazul care se încălzeşte circulă prin spaţiul dintre ţevi, unde pentru mărirea coeficientului parţial de transmitere a căldurii se pun şicane transversale.

Se admite că în ţevi $Re = 30\,000$. Diametrul ţevilor este de 25 × 2 mm. Se determină numărul de ţevi.

În expresia:

$$Re = \frac{w\, d\rho}{\eta}$$

se înlocuieşte valoarea:

$$w = \frac{G}{0{,}785\, d^2 n \rho}$$

şi se determină n:

$$n = \frac{G}{\eta \cdot Re\ 0{,}785\, d} = \frac{282{,}8}{3\,600 \cdot 98{,}5 \cdot 10^{-7} \cdot 30\,000 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}021} \approx 16 \text{ bucăţi.}$$

În cazul dat:

$$\eta = 98{,}5 \cdot 10^{-7} \text{ kg/m} \cdot \text{s}; \quad d = 0{,}021 \text{ m.}$$

Scanned with OKEN Scanner

Se admit 13 țevi*.
Viteza în țevi pentru $n = 13$ va fi:

$$w = \frac{G}{\rho S} = \frac{282{,}8}{3\,600 \cdot 4{,}6 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}021^2 \cdot 13} = 3{,}8 \text{ m/s},$$

în care S este secțiunea interioară a țevilor, în m².
Criteriul Re este:

$$Re = \frac{dw\rho}{\eta} = \frac{3{,}8 \cdot 0{,}021 \cdot 4{,}6}{98{,}5 \cdot 10^{-7}} = 37\,300.$$

Coeficientul părțial de transmitere a căldurii în țevi pentru $\varepsilon_1 = 1$ este:

$$Nu = 0{,}021\, Re^{0,8} Pr^{0,43} = 0{,}021 \cdot 37\,300^{0,8} \cdot 0{,}729^{0,43} = 83{,}3$$

$$\alpha_c = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{83{,}3 \cdot 0{,}0283}{0{,}021} = 113 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

6. Determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii pentru spațiul dintre țevi. Se admite un schimbător de căldură cu pereți transversali în spațiul dintre țevi. Distanța între pereții transversali este de 200 mm. Suprafața secțiunii între doi pereți transversali vecini, calculată cu diametrul mantalei (fig. 4-22), este:

$$S_{tr} = h\,(D - 3d) = 0{,}2\,(0{,}15 - 3 \cdot 0{,}025) = 0{,}015 \text{ m}^2.$$

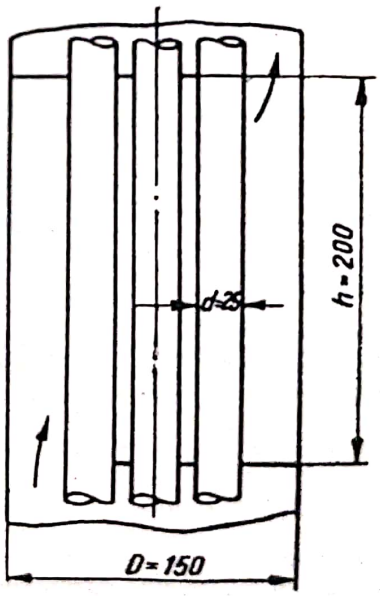


Fig. 4-22. (La exemplul II).

Viteza gazului printre pereții transversali este:

$$w = \frac{G}{\rho S_{tr}} = \frac{175}{3\,600 \cdot 4{,}9 \cdot 0{,}015} = 0{,}662 \text{ m/s}.$$

* NIIHIMMAȘ *Kojuhotrubciatte teploobmeniki*, 1958, p. 15.

Criteriul *Re* este:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{0{,}662 \cdot 0{,}025 \cdot 4{,}9}{93 \cdot 10^{-7}} = 8\,700.$$

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii va fi:

$$Nu = 0{,}6 \cdot 0{,}41\, Re^{0{,}6} Pr^{0{,}33} = 0{,}6 \cdot 0{,}41 \cdot 8\,700^{0{,}6} \cdot 0{,}729^{0{,}33} = 51,$$

$$\alpha_r = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{51 \cdot 0{,}0283}{0{,}025} = 57{,}8 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

7. Coeficientul total de transmitere a căldurii va fi:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_c} + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + 2r_{dep} + \frac{1}{\alpha_r}} = \frac{1}{\frac{1}{113} + \frac{0{,}002}{46{,}4} + \frac{2}{2\,320} + \frac{1}{57{,}8}} = 36{,}9 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}},$$

în care:

$\delta_p = 0{,}002$ m este grosimea peretelui ţevii;
$\lambda_p = 46{,}4$ W/m.grd — coeficientul de conductivitate termică al oţelului;
r_{dep} — depunerile pe ambele feţe ale peretelui ţevii;
$\frac{1}{r_{dep}} = 2\,320$ (v. tabela XXXI).

8. Suprafaţa necesară de schimb de căldură este:

$$A = \frac{Q}{K\Delta t_m} = \frac{4\,946}{36{,}9 \cdot 18{,}2} = 7{,}4 \text{ m}^2.$$

Se iau două schimbătoare de căldură de 4 m². Caracteristicile schimbătoarelor de căldură: suprafaţa de schimb de căldură — 4 m²; diametrul mantalei — 159 mm; lungimea ţevii — 4 m; diametrul ţevii — 25 mm; pasul — 32 mm; presiunea — $5{,}89 \cdot 10^5$ N/m²; greutatea — 217 kgf; suprafaţa totală instalată — 8 m².

Exemplul III. 1 240 m³N/h de azot cu presiunea de 0,5 at se răcesc de la 76 la 31°C. Apa de răcire are temperatura de 16°C. Să se determine dimensiunile principale ale schimbătorului de căldură de tip tubular.

Rezolvare. Din cauză că apa lasă depuneri pe suprafaţa de schimb de căldură, apa va circula prin ţevi, care în interior se curăţă uşor. La schimbătorul tubular nu se poate curăţi practic suprafaţa exterioară a ţevilor.

Coeficientul total de transmitere a căldurii în schimbătoarele de căldură gaz-lichid depinde în cea mai mare măsură de valoarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii pentru gaz. Pentru intensificarea schimbului de căldură de partea gazului se folosesc pereţi transversali. În acest caz, calculul coeficientului parţial de transmitere a căldurii se poate conduce ca şi în cazul curgerii perpendiculare sub un unghi de 90°C, introducînd coeficientul de corecţie 0,6 (pag. 215).

Pentru comparare, în exemplul următor calculul se va face fără pereţi transversali în spaţiul dintre ţevi.

1. Condiţiile de temperatură ale procesului.

Se admite că apa se încălzeşte pînă la 26°C în schimbătorul de căldură. Schema temperaturilor procesului este:

$$\begin{array}{ccc} 76 & \xrightarrow{\text{azot}} & 31 \\ 26 & \xleftarrow{\text{apă}} & 16 \\ \Delta t_1 = 50 & & \Delta t_2 = 15 \end{array}.$$

Diferenţa medie de temperatură este:

$$\Delta t_m = \frac{50 - 15}{2{,}3 \lg \frac{50}{15}} = 29{,}5°\text{C}.$$

Temperatura medie a apei este:

$$t_{m.apă} = \frac{26 + 16}{2} = 21°\text{C}.$$

Temperatura medie a azotului este:

$$t_{m.azot} = 21 + 29{,}5 = 50{,}5°\text{C}.$$

2. Încărcarea termică.

Cantitatea de căldură transmisă în aparat de la azot la apă este:

$$Q = \frac{1\,240}{3\,600} 1{,}25 \cdot 1{,}048 \cdot 10^3 (76 - 31) = 20\,180 \text{ W},$$

în care:

1,25 este densitatea azotului în kg/m³N (v. tabela IV);

0,25 — căldura specifică a azotului, în kcal/kg.grd, egală cu $1{,}048 \cdot 10^3$ J/kg.grd (v. tabela IV).

3. Debitul de apă este:

$$G_{apă} = \frac{Q}{c(t_f - t_i)} = \frac{20\,180 \cdot 3\,600}{4{,}19 \cdot 10^3 (26 - 16)} = 1\,740 \text{ kg/h}.$$

4. Determinarea preliminară a suprafeţei de schimb de căldură.

Din tabela 4-9 se admite pentru curgerea perpendiculară a aerului, coeficientul parţial de transmitere a căldurii egal cu ~ 70 kcal/m² · h · grd $= 81$ W/m² · grd. Se admite coeficientul total de transmitere a căldurii $K \approx 60$ kcal/m² · h · grd $= 70$ W/m² · grd.

Atunci suprafaţa de schimb de căldură va fi:

$$A = \frac{Q}{K\Delta t_m} = \frac{20\,180}{70 \cdot 29{,}5} \approx 10 \text{ m}^2.$$

Din catalogul NIIHIMMAŞ se alege un schimbător de căldură tubular cu diametrul mantalei de 400 mm şi cu 121 de ţevi de Φ 25 × 2 mm.

5. Determinarea rezistenţei termice a peretelui de oţel şi a depunerilor.

Se admite conductivitatea termică medie a depunerilor de partea apei $\frac{1}{r_{dep.apa}} =$ $= 2\,320$ W/m² · grd, adică 2 000 kcal/m² · h · grd şi de partea azotului $\frac{1}{r_{dep.azot}} =$

$= 2\,320$ W/m² · grd, adică 2 000 kcal/m² · h · grd (v. tabela XXXI). Coeficientul de conductivitate al oţelului $\lambda = 46{,}4$ W/m · grd, adică 40 kcal/m · h · grd.

Prin urmare:

$$\Sigma r_p = r_{dep.apă} + r_p + r_{dep.azot} = \frac{1}{2\,320} + \frac{0{,}002}{46{,}4} + \frac{1}{2\,320} =$$

$$= 0{,}00043 + 0{,}00005 + 0{,}00043 = 0{,}00091 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}{\text{W}}.$$

6. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii la curgerea azotului perpendicular pe ţevi.

Poziţia ştuţurilor pentru azot şi amplasarea pereţilor transversali presupune o aşezare nedecalată a ţevilor. După catalogul NIIHIMMAŞ la mantaua cu Φ 400 mm distanţa între pereţii transversali este $h = 300$ mm. De-a lungul diametrului se dispun $n' = 13$ ţevi.

Suprafaţa secţiunii între doi pereţi transversali (după diametrul mantalei) este:

$$S = h(D - n'd) = 0{,}3(0{,}4 - 13 \cdot 0{,}025) = 0{,}0225 \text{ m}^2.$$

Viteza gazului în această secţiune, la $T = 323{,}5$°C şi $p = 1{,}5$ ata este:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{1\,240 \cdot 323{,}5 \cdot 1}{3\,600 \cdot 273 \cdot 1{,}5 \cdot 0{,}0225} = 12{,}1 \text{ m/s}.$$

Densitatea azotului este:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = 1{,}25 \frac{273 \cdot 1{,}5}{323{,}5 \cdot 1} = 1{,}58 \text{ kg/m}^3.$$

Criteriul Re este:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{12{,}1 \cdot 0{,}025 \cdot 1{,}58}{0{,}019 \cdot 10^{-3}} = 25\,200,$$

în care $\eta = 0{,}019$ cP $= 0{,}019 \cdot 10^{-3}$ N· s/m² este viscozitatea azotului la 50,5°C (fig. VI).

Criteriul Nu este:

$$Nu = 0{,}6 \cdot 0{,}21\ Re^{0{,}65} = 0{,}6 \cdot 0{,}21 \cdot 25\,200^{0{,}65} = 91.$$

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru azot este:

$$\alpha_a = Nu \frac{\lambda}{d} = 91 \frac{0{,}0282}{0{,}025} = 102{,}7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}},$$

în care $\lambda = 0{,}0243$ kcal/m · h · grd $= 0{,}0282$ W/m · grd este coeficientul de conductivitate termică pentru azot la 50,5°C [0—II, pag. 1689].

7. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii pentru apă.

Se determină viteza de curgere a apei în ţevi:

$$w = \frac{V}{S_1} = \frac{G_h}{\rho 3\,600\, n\, 0{,}785\, d^2} = \frac{1\,740}{1\,000 \cdot 3\,600 \cdot 121 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}021^2} = 0{,}0115 \text{ m/s},$$

în care:

ρ = 1 000 kg/m³ este densitatea apei;
n = 121 — numărul de ţevi;
d = 0,021 m — diametrul interior al ţevilor.

Criteriul *Re* pentru apă este:

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{0{,}0115 \cdot 0{,}021}{0{,}986 \cdot 10^{-6}} = 245,$$

în care $\nu = 0{,}986 \cdot 10^{-6}$ m²/s este viscozitatea cinematică a apei la 21°C (v. tabela XXXIX).

Formula de calcul pentru curgerea laminară:

$$\alpha_{apă} = B_1 \frac{w^{0,33}}{d^{0,37}} \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 144 \frac{0{,}0115^{0,33}}{0{,}021^{0,37}} \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} =$$

$$= 138\ \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} \qquad \left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}\right].$$

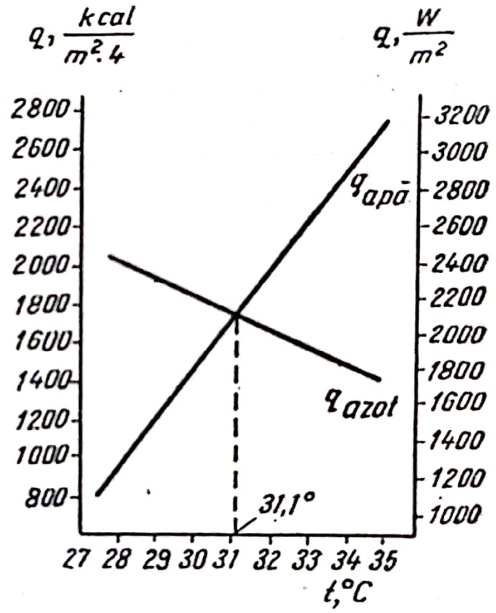


Fig. 4-23. (La exemplul III).

8. Determinarea încărcării termice.
Calculul se face tabelar (v. tabela 4-14).

9. Suprafaţa de schimb de căldură necesară este:

$$A = \frac{Q}{q_m} = \frac{20\,180}{1\,970} = 10{,}2 \text{ m}.$$

Cele mai apropiate schimbătoare de căldură din catalogul NIIHIMMAŞ au suprafeţele de 13 şi 18 m².

Se admite, cu rezervă, 13 m². Rezerva suprafeţei de schimb de căldură reprezintă $\frac{13 - 10{,}2}{10{,}2} 100 = 27\%$.

Caracteristicile schimbătorului de căldură tubular sînt: $A = 13$ m²; numărul de ţevi $n = 121$; diametrul ţevilor $d = 25 \times 2$ mm; diametrul mantalei $D = 400$ mm; înălţimea ţevilor $L = 1{,}5$ m.

Nr. calcul	Mişcarea turbulentă a azotului							Rezistenţa peretelui şi depunerilor	
	$t_{m\cdot a}$, °C	$t_{p\cdot 1}$, °C	Δt_1, °C	α_a W/m².grd	α_a kcal/m².h.grd	q_a W/m²	q_a kcal/m².h	Σr_p m².grd/W	Σr_p m².h.grd/kcal
1	50,5	35	15,5	102,7	88,5	1 590	1 370	0,00091	0,00105
2	50,5	27,5	23	102,7	88,5	2 370	2 040	0,00091	0,00105
3	50,5	31,1[1)]	19,4	102,7	88,5	1 995	1 720	0,00091	0,00105

Exemplul IV. În condiţiile exemplului precedent să se calculeze suprafaţa de schimb de căldură a unui schimbător de căldură tubular cu acelaşi diametru al mantalei şi cu acelaşi număr de ţevi, însă fără pereţi transversali în spaţiul intertubular.

Rezolvare. 1. Valorile Q, Δt_m, $t_{m\cdot azot}$, $t_{m\cdot apă}$, Σr_p şi $\alpha_{apă}$ — v. exemplul III.

2. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii pentru azot.
Secţiunea transversală a spaţiului intertubular este:

$$S = 0{,}785(D^2 - nd^2) = 0{,}785\ (0{,}4^2 - 121 \cdot 0{,}025^2) = 0{,}0663\ \text{m}^2.$$

Viteza de curgere a azotului este:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{1\,240 \cdot 323{,}5 \cdot 1}{3\,600 \cdot 273 \cdot 1{,}5 \cdot 0{,}0663} = 4{,}1\ \text{m/s}.$$

Diametrul echivalent pentru spaţiul intertubular este:

$$d_{ech} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{0{,}4^2 - 121 \cdot 0{,}025^2}{0{,}4 + 121 \cdot 0{,}025} = 0{,}0247\ \text{m}.$$

Criteriul Re pentru azot este:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{4{,}1 \cdot 0{,}0247 \cdot 1{,}58}{0{,}019 \cdot 10^{-3}} = 8\,450.$$

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru azot la $Re = 8\,450$ (pag. 212) este:

$$Nu = 28{,}4\ \varepsilon_1 Pr^{0{,}43} = 28{,}4 \cdot 1 \cdot 0{,}72^{0{,}43} = 24{,}7.$$

Aici ε_1 este coeficientul care ţine seama de raportul $\frac{L}{d}$ pentru ţevi. În exemplul III $\frac{L}{d} = \frac{1\,500}{25} = 60 > 50$, deci $\varepsilon_1 = 1$.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii este:

$$\alpha_{azot} = Nu\,\frac{\lambda}{d} = 24{,}7\,\frac{0{,}0282}{0{,}0247} = 28{,}2\,\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}},$$

$$\alpha_{azot} = 24{,}7\,\frac{0{,}0243}{0{,}0247} = 24{,}3\,\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

3. Determinarea încărcării termice — v. tabela 4-15.

[1)] Temperatura $t_{p\cdot 1} = 31{,}1$°C s-a determinat cu datele de la calculele nr. 1 şi 2, reprezentate în figura 4-23.

Tabela 4-14

Δt_p, °C	Mişcarea laminară a apei										
	$t_{p_{1,2}}$, °C	$t_{m\cdot apă}$, °C	Δt_2, °C	$\Delta t_2^{0,1}$ °C	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	$\alpha_{apă}$ W/m².grd	$\alpha_{apă}$ kcal/m².h.grd	$q_{apă}$ W/m²	$q_{apă}$ kcal/m².h	q_m W/m²	q_m kcal/m².h
1,4	33,6	21	12,6	1,28	1,08	252	217	3 170	2 730	—	—
2,2	25,3	21	4,3	1,16	1,02	216	186	930	800	—	—
1,8	29,3	21	8,3	1,23	1,05	233	201	1 950	1 680	1 970	1 700

4. Suprafaţa necesară de schimb de căldură este:

$$A = \frac{Q}{q_m} = \frac{20\,180}{710} = 28{,}4 \text{ m}^2,$$

$$A = \frac{17\,400}{612} = 28{,}4 \text{ m}^2.$$

Comparînd suprafeţele de schimb de căldură la curgerea azotului în lungul ţevilor şi perpendicular pe ele în spaţiul intertubular, se constată că în schimbătoarele de căldură fără pereţi transversali suprafaţa de schimb de căldură este de $\frac{28{,}4}{10{,}2} = 2{,}8$ ori mai mare.

Exemplul V. Să se calculeze un schimbător de căldură tubular vertical pentru condensarea a $G_b = 1\,000$ kg/h vapori saturaţi de benzen la presiunea atmosferică. Benzenul lichid se scoate din aparat la temperatura de condensare. Benzenul condensează în spaţiul intertubular, iar apa de răcire curge prin ţevi de jos în sus şi se încălzeşte de la $t_i = 22$°C la $t_f = 32$°C.
Din condiţia de montaj, înălţimea schimbătorului de căldură nu poate depăşi 3 m.

Rezolvare. **1.** Condiţiile de temperatură ale procesului (fig. 4-24).

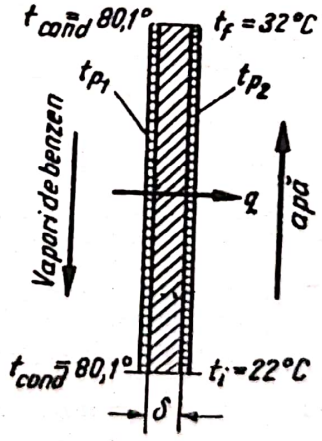


Fig. 4-24. (La exemplul V).

Diferenţa medie de temperatură între temperatura vaporilor de benzen în condensare şi apa de răcire este:

— diferenţa mare de temperatură:

$$\Delta M = 80{,}1 - 22 = 58{,}1 \text{ grd};$$

— diferenţa mică de temperatură:

$$\Delta m = 80{,}1 - 32 = 48{,}1 \text{ grd}.$$

Pentru că raportul $\frac{\Delta M}{\Delta m} = \frac{58,1}{48,1} = 1,21 < 2$,

se determină diferenţa medie aritmetică:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta M + \Delta m}{2} = \frac{58,1 + 48,1}{2} = 53,1 \text{ grd.}$$

Temperatura medie a apei de răcire este [formula (4-20)]:

$$t_{m.apă} = t_{cond} - \Delta t_m = 80,1 - 53,1 = 27°C.$$

2. Încărcarea termică este:

$$Q = G_b r = \frac{1\,000}{3\,600} 396 \cdot 10^3 = 110\,000 \text{ W};$$

$$Q = G_b r = 1\,000 \cdot 94,5 = 94\,500 \text{ kcal/h},$$

în care $r = \frac{7,364 \cdot 1\,000}{78,11} = 94,5 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 396 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de condensare a benzenului la presiunea normală [0—II, pag. 1483].

3. Debitul de apă este:

$$G_{apă} = \frac{Q\,3\,600}{c(t_f - t_i)} = \frac{110\,000 \cdot 3\,600}{4,19 \cdot 10^3 (32 - 22)} = 9\,450 \text{ kg/h},$$

$$G_{apă} = \frac{Q}{t_f - t_i} = \frac{94\,500}{32 - 22} = 9\,450 \text{ kcal/h}.$$

4. Determinarea regimului de curgere a apei prin ţevi.

Se calculează numărul de ţevi de Φ 25 × 2 mm necesar pentru o singură trecere în regimul turbulent de curgere a apei. Se admite $Re = 20\,000$.

Din expresia:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} \text{ şi } w = \frac{G_{apă}}{3\,600 \cdot 0,785\, d^2 n \rho},$$

se determină:

$$n = \frac{G_{apă}}{3\,600 \cdot 0,785\ d\eta Re} = \frac{9\,450}{3\,600 \cdot 0,785 \cdot 0,021 \cdot 0,854 \cdot 10^{-3} \cdot 20\,000} = 9,4,$$

în care $\eta = 0,854 \cdot 10^{-3}$ N · s/m² este viscozitatea apei la 27°C (v. tabela V).

Nu există un schimbător de căldură tubular cu un număr (9) aşa de mic de ţevi într-o trecere, Prin urmare, nu se poate asigura în acest caz un regim turbulent de curgere a apei la $Re = 20\,000$.

Pentru a asigura cel mai intens schimb de căldură la apă trebuie ales din catalog un schimbător de căldură cu cel mai mic număr de ţevi într-o trecere.

După catalogul NIIHIMMAŞ sînt posibile următoarele variante (D — diametrul mantalei, în mm; n_{tot} — numărul total de ţevi; n_1 — numărul de ţevi într-o trecere):

Schimbătoare de căldură cu o trecere	$D = 159$; $n_{tot} = 13$
Schimbătoare de căldură cu o trecere	$D = 273$; $n_{tot} = 42$
Schimbătoare de căldură cu o trecere	$D = 400$; $n_{tot} = 121$ şi mai mare
Schimbătoare de căldură cu două treceri	$D = 400$; $n_{tot} = 110$; $n_1 = 55$ şi mai mare
Schimbătoare de căldură cu trei treceri	$D = 400$; $n_{tot} = 104$; $n_1 = 26$ şi mai mare
Schimbătoare de căldură cu şase treceri	$D = 400$; $n_{tot} = 102$; $n_1 = 17$ şi mai mare

Scanned with OKEN Scanner

Şi astfel, cel mai mic număr de ţevi într-o trecere îl au:

a) Schimbătorul de căldură cu o trecere cu $n_{tot} = 13$ (cu suprafeţele posibile de schimb de căldură de: 0,9; 1,9; 4; 6 m²);

b) Schimbătorul de căldură cu şase treceri cu $n_1 = 17$ (cu suprafeţele de schimb de căldură de: 7; 11; 15; 19; 23; 31; 39; 47 m²).

Pentru că ultimul schimbător de căldură are un domeniu mare de suprafeţe de schimb de căldură, se va calcula în cele ce urmează un schimbător de căldură cu şase treceri cu $D = 400$ mm, $n_{tot} = 102$ şi $n_1 = 17$.

Se află mărimea criteriului Re:

$$Re = \frac{wd\rho}{\eta} = \frac{G_{apă}}{3\,600 \cdot 0{,}785\, dn_1\eta} = \frac{9\,450}{3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}021 \cdot 17 \cdot 0{,}854 \cdot 10^{-3}} = 11\,100.$$

Prin urmare, regimul de curgere a apei prin ţevi va fi turbulent. –

5. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii la apă.

Calculul se face cu formula:

$$Nu = 0{,}021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25},$$

din care

$$\alpha_{apă} = 0{,}021 \cdot \frac{\lambda}{d} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} = 0{,}021 \frac{0{,}61}{0{,}021} 11\,100^{0,8} \cdot 5{,}97^{0,43} \times$$

$$\times \left(\frac{5{,}97}{Pr_p}\right)^{0,25} = 2\,262 \left(\frac{5{,}97}{Pr_p}\right)^{0,25},$$

$$\alpha_{apă} = 0{,}021 \frac{0{,}526}{0{,}021} 11\,100^{0,8} \cdot 5{,}97^{0,43} \left(\frac{5{,}97}{Pr_p}\right)^{0,25} = 1\,950 \left(\frac{5{,}97}{Pr_p}\right)^{0,25},$$

în care:

$\lambda = 0{,}526$ kcal/m · h · grd = 0,61 W/m · grd este conductivitatea termică a apei la 27°C (v. tabela XXXIX);

$Pr = 5{,}97$ este criteriul Prandtl pentru apă la 27°C.

6. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii la condensarea benzenului.

Pentru grăbirea calculului cu formula (4-61) se utilizează nomograma aproximativă figura XVII, la folosirea căreia trebuie să fie dată lungimea ţevilor schimbătorului de căldură. Se admite $L = 1$ m. Ulterior valoarea lui L trebuie corectată prin reluarea calculului.

7. Determinarea rezistenţei termice a peretelui de oţel şi a depunerilor.

După tabela XXXI, se admite o conductivitate termică a vaporilor de benzen $\frac{1}{r_{dep.b}} =$ $= 11\,600$ W/m² · grd, adică 10 000 kcal/m² · h · grd, iar de partea apei de răcire $\frac{1}{r_{dep.apă}} =$ $= 1\,620$ W/m² · grd, adică 1 400 kcal/m² · h · grd.

Conductivitatea termică a oţelului $\lambda = 46{,}4$ W/m · grd, adică 40 kcal/m · h · grd (v. tabela XXVIII).

Prin urmare:

$$\Sigma r_p = r_{dep.b} + r_p + r_{dep.apă} = \frac{1}{11\,600} + \frac{0{,}002}{46{,}4} + \frac{1}{1\,620} = 0{,}00076 = 7{,}6 \cdot 10^{-4}\ \frac{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}{\text{W}},$$

$$\Sigma r_p = \frac{1}{10\,000} + \frac{0{,}002}{40} + \frac{1}{1\,400}\ 0{,}00087 = 8{,}7 \cdot 10^{-4}\qquad \frac{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}{\text{kcal}}.$$

8. Determinarea încărcării termice.

Pentru că $\alpha_{cond} = f(t_{p.1})$ şi $\alpha_{apă} = f_1(t_{p2})$, calculul lui α_{cond} şi $\alpha_{apă}$ se conduce după metoda aproximaţiilor succesive. Pentru comoditatea calculului s-a întocmit tabela 4-16.

În cazul dat, pentru ţevi de oţel cu diametrul de 25 × 2 mm, raportul $\frac{d_i}{d_e} = 0{,}84 > 0{,}5$. Prin urmare, se poate conduce calculul cu suficientă precizie, ca la peretele plan.

9. Suprafaţa necesară pentru schimbătorul de căldură este:

$$A = \frac{Q}{q_m} = \frac{110\,000}{22\,390} = 4{,}9\ \text{m}^2,$$

$$A = \frac{94\,500}{19\,300} = 4{,}9\ \text{m}^2.$$

Se va alege un schimbător de căldură cu şase treceri cu A mai mare, cu caracteristicile: $D = 400$ mm; numărul total de ţevi $n = 102$; diametrul ţevilor $d = 25 \times 2$ mm; înălţimea ţevilor $L = 1$ m; suprafaţa de schimb de căldură $A = 7$ m².

10. După a doua variantă se va calcula un schimbător de căldură tubular cu un număr de ţevi $n = 13$. Suprafaţa de schimb de căldură trebuie să fie aproximativ aceeaşi şi ca atare se

Nr. calcul	Curgerea turbulentă a azotului							Rezistenţa peretelui şi a depunerilor		
				α_a		q_a		Σr_p		
	$t_{m.a}$, °C	$t_{p.1}$, °C	Δt_1, °C	W/(m²·grd)	kcal/(m²·h·grd)	W/m²	kcal/(m²·h)	m²·grd/W	m²·h·grd/kcal	Δt_p, °C
1	50,5	31,5	19	28,2	24,3	536	462	0,00091	0,00105	0,49
2	50,5	25	25,5	28,2	24,3	719	620	0,00091	0,00105	0,66

Nr. calcul	Condensarea benzenului									Rezistenţa peretelui şi a depunerilor	
						α_{cond}		q_{cond}		Σr_p	
	t_{cond}, °C	$t_{p.1}$, °C	t_{pel}, °C	Δt_1, °C	$\Delta t_1 L$,	W/(m²·grd)	kcal/(m²·h·grd)	W/m²	kcal/(m²·h)	m²·grd/W	m²·h·grd/kcal
1	80,1	56,1	68,1	24	24	880	760	21 110	18 200	$7{,}6 \cdot 10^{-4}$	$8{,}7 \cdot 10^{-4}$
2	80,1	50	65	30	30	835	720	25 060	21 600	$7{,}6 \cdot 10^{-4}$	$8{,}7 \cdot 10^{-4}$
3	80,1	53,4[1]	66,7	26,7	26,7	860	740	22 970	19 800	$7{,}6 \cdot 10^{-4}$	$8{,}7 \cdot 10^{-4}$

[1] Temperatura $t_{p.1} = 53{,}4$°C în calculul nr. 3 s-a determinat cu datele calculelor nr. 1 şi 2

alege un schimbător de căldură cu $A = 6$ m² și $L = 6$ m. Însă un schimbător de căldură așa de înalt nu se poate admite în condițiile exemplului discutat.

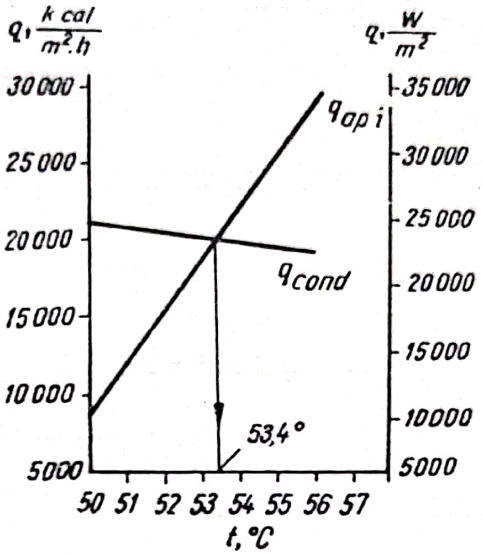


Fig. 4-25. (La exemplul VII).

Exemplul VI. Să se aleagă din catalog un schimbător de căldură spiral, plecînd de la următoarele condiții: temperatura apei de încălzire variază de la 68 la 47°C; temperatura apei încălzite variază de la 27 la 48°C; debitele apei de încălzire și a apei încălzite sînt de 36 m³/h; presiunea $p = 0{,}5$ at.

Tabela 4-15

Curgerea laminară a apei

$t_{p\cdot 2}$, °C	$\Delta t_{m\cdot apă}$, °C	Δt_2, °C	$\Delta t_2^{0,1}$	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	$\alpha_{apă}$ W/m².grd	$\alpha_{apă}$ kcal/m².h.grd	$q_{apă}$ W/m²	$q_{apă}$ kcal/m².h	q_m W/m²	q_m kcal/m².h
31	21	10	1,26	1,07	246	212	2 460	2 120	—	—
24,34	21	3,34	1,13	1,02	210	181	702	605	710	612

Tabela 4-16

Regimul turbulent de curgere a apei

Δt_m, °C	$t_{p\cdot 2}$, °C	$t_{m\cdot apă}$, °C	Δt_2, °C	Pr_p	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	$\alpha_{apă}$ W/m².grd	$\alpha_{apă}$ kcal/m².h.grd	$q_{apă}$ W/m²	$q_{apă}$ kcal/m².h.grd	q_m W/m²	q_m kcal/m².h
15,8	40,3	27	13,3	4,3	1,08	2 440	2 100	32 480	28 000	—	—
18,8	31,2	27	4,2	5,2	1,03	2 320	2 000	9 740	8 400	—	—
17,2	36,2	27	9,2	4,8	1,05	2 370	2 040	21 800	18 800	22 390	19 300

(fig. 4-25).

Rezolvare. 1. Condiţiile de temperatură ale procesului.
Diferenţa medie de temperatură este:

$$68 \rightarrow 47,$$

$$48 \leftarrow 27,$$

$$\Delta M = 20 \qquad \Delta m = 20 \qquad \Delta t_m = 20 \text{ grd.}$$

Temperatura medie a apei de încălzire este:

$$t_{m.c} = \frac{68 + 47}{2} = 57{,}5°\text{C.}$$

Temperatura medie a apei reci este:

$$t_{m.r} = t_{m.c} - \Delta t_m = 57{,}5 - 20 = 37{,}5°\text{C.}$$

2. Încărcarea termică este:

$$Q = G_{apă}\, c(t_i - t_f) = \frac{36\,000}{3\,600} 4{,}19 \cdot 10^3 (68 - 47) = 879\,900 \text{ W},$$

$$Q = G_{apă}\,(t_i - t_f) = 36\,000\,(68 - 47) = 756\,000 \text{ kcal/h}.$$

3. Alegerea preliminară a dimensiunilor schimbătorului de căldură spiral.
După normele NIIHIMMAŞ, schimbătoarele de căldură spirale, pentru schimb de căldură ntre lichide, se execută în două dimensiuni (v. tabela 4-17).

Tabela 4-17

Caracteristicile schimbătoarelor de căldură	Lăţimea spiralei a, mm	
	375	370
Suprafaţa de schimb de căldură, în m²	15	30
Lungimea canalului spiral, în m	21,4	21,4
Secţiunea S a canalului spiral, în m²	25	50
Grosimea spiralei, în mm	4	4
Presiunea convenţională, în kgf/cm²	5	2,5

Se alege un schimbător de căldură spiral cu suprafaţa de încălzire de 30 m².
Viteza apei calde şi reci în canale este:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{36}{3\,600 \cdot 50 \cdot 10^{-4}} = 2 \text{ m/s}.$$

Această viteză este acceptabilă, pentru că viteza apei în schimbătoarele spirale se admite în limitele 1-2 m/s.
Diametrul echivalent al canalului este:

$$d_{ech} = \frac{4S}{2(a + b)} = \frac{4 \cdot 50 \cdot 10^{-4}}{2(0{,}75 + 66{,}6 \cdot 10^{-4})} = 0{,}0133 \text{ m},$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

S este suprafaţa secţiunii canalului, egală cu $50 \cdot 10^{-4}$ m²;
$a = 750$mm — lăţimea spiralei (lăţimea canalului de apă);
b — distanţa între două spirale, egală cu:

$$b = \frac{S}{a} = \frac{50 \cdot 10^{-4}}{0{,}75} = 66{,}6 \cdot 10^{-4} \text{ m}.$$

4. Determinarea coeficientului parţial de transmitere a căldurii pentru apă caldă.
Criteriul Re pentru apă caldă este:

$$Re = \frac{w d_{ech}}{\nu} = \frac{2 \cdot 0{,}0133}{0{,}498 \cdot 10^{-6}} = 53\,500,$$

în care $\nu = 0{,}498 \cdot 10^{-6}$ m²/s este viscozitatea cinematică a apei la 57,5°C (v. tabela XXXIX).
Pentru curgerea turbulentă a apei în ţevi:

$$Nu = 0{,}021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25},$$

din care:

$$\alpha_c = \frac{\lambda}{d_{ech}} \cdot 0{,}021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} =$$

$$= \frac{0{,}654}{0{,}0133} 0{,}021 \cdot 53\,500^{0,8} \cdot 3{,}12^{0,43} \left(\frac{3{,}12}{Pr_p}\right)^{0,25} = 10\,210 \left(\frac{3{,}12}{Pr_p}\right)^{0,25} \quad \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}\right],$$

$$\alpha_c = \frac{0{,}564}{0{,}0133} 0{,}021 \cdot 53\,500^{0,8} \cdot 3{,}12^{0,43} \left(\frac{3{,}12}{Pr_p}\right)^{0,25} = 8\,800 \left(\frac{3{,}12}{Pr_p}\right)^{0,25} \quad \left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}\right].$$

Aici:

$\lambda = 0{,}654$ W/m·grd, adică $56{,}4 \cdot 10^{-2}$ kcal/m·h·grd este coeficientul de conductivitat termică a apei la 57,5°C (v. tabela XXXIX);
$Pr = 3{,}12$ — criteriul lui Prandtl pentru apă la 57,5°C (v. tabela XXXIX).

5. Determinarea coeficientului parţial de conductivitate termică pentru apă rece.
Criteriul Re pentru apă rece este:

$$Re = \frac{w\, d_{ech}}{\nu} = \frac{2 \cdot 0{,}0133}{0{,}695 \cdot 10^{-6}} = 38\,400,$$

în care $\nu = 0{,}695 \cdot 10^{-6}$ m²/s este viscozitatea cinematică a apei la 37,5°C (v. tabela XXXIX)
Coeficientul parţial de transmitere a căldurii pentru apa rece este:

$$\alpha_r = \frac{\lambda}{d_{ech}} \cdot 0{,}021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25} =$$

$$= \frac{0{,}628}{0{,}0133} 0{,}021 \cdot 38\,400^{0,8} \cdot 4{,}59^{0,43} \left(\frac{4{,}59}{Pr_p}\right)^{0,25} = 8\,950 \left(\frac{4{,}59}{Pr_p}\right)^{0,25} \quad \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}\right],$$

$$\alpha_r = \frac{54{,}15 \cdot 10^{-2}}{0{,}0133} 0{,}021 \cdot 38\,400^{0,8} \cdot 4{,}59^{0,43} \left(\frac{4{,}59}{Pr_p}\right)^{0,25} = 7\,630 \left(\frac{4{,}59}{Pr_p}\right)^{0,25} \quad \left[\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}\right],$$

Scanned with OKEN Scanner

în care $\lambda = 0{,}628$ W/m · grd, adică $54{,}15 \cdot 10^{-2}$ kcal/m · h · grd este coeficientul de conductivitate termică la 37,5°C (v. tabela XXXIX); $Pr = 4{,}59$ — criteriul Prandtl pentru apă la 37,5°C (v. tabela XXXIX).

6. Determinarea rezistenţei termice a peretelui de oţel şi a depunerilor.

Se ia conductivitatea termică medie a depunerilor la apă $\frac{1}{r_{dep}} = 2\,320$ W/m² · grd, adică 2 000 kcal/m² · h · grd (v. tabela XXXI). Adică:

$$\Sigma r_p = r_{dep\cdot 1} + r_p + r_{dep\cdot 2} = \frac{1}{2\,320} + \frac{0{,}004}{46{,}4} + \frac{1}{2\,320} = 0{,}00095 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}{\text{W}},$$

$$\Sigma r_p = \frac{1}{2\,000} + \frac{0{,}004}{40} + \frac{1}{2\,000} = 0{,}0011 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}{\text{kcal}}.$$

7. Determinarea încărcării termice.

Se determină în prealabil coeficientul total de transmitere a căldurii fără a ţine seama de influenţa direcţiei fluxului termic, adică fără a lua în considerare raportul $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_c} + \Sigma r_p + \frac{1}{\alpha_r}} = \frac{1}{\frac{1}{10\,210} + 0{,}00095 + \frac{1}{8\,850}} = 864 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}},$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{8\,800} + 0{,}0011 + \frac{1}{7\,630}} = 745 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}.$$

Încărcarea termică este:

$$q = 864 \cdot 20 = 17\,280 \text{ W/m}^2,$$

$$q = 745 \cdot 20 = 14\,900 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}.$$

Se explică cum influenţează raportul $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$ asupra încărcării termice. Pentru calcul se alcătuieşte tabela 4-18. Valoarea Δt_1 se ia egală cu $\frac{17\,280}{10\,210} = 1{,}69$°C.

Curgerea turbulentă a apei calde								Rezistenţa peretelui şi depunerilor		
				α_c		q_c		Σr_p		
t_c, °C	$t_{p\cdot 1}$, °C	Δt_1, °C	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	W/m²·grd	kcal/m²·h·grd	W/m²	kcal/m²·h	m²·grd/W	m²·h·grd/kcal	Δt_p, °C
57,5	55,81	1,69	1	10 210	8 800	17 280	14 900	0,00095	0,0011	16,39

Din tabelă rezultă că în condiţiile exemplului dat influenţa raportului $\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$ asupra coeficientului parţial de schimb de căldură se poate neglija.

8. Suprafaţa de schimb de căldură necesară este:

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{879\,900}{17\,280} = 51 \text{ m}^2,$$

$$A = \frac{756\,000}{14\,900} = 51 \text{ m}^2.$$

Se aleg două schimbătoare de căldură spirale cu suprafeţele de schimb de căldură de 30 m², care lucrează în serie.

Exemplul VII. Să se calculeze o serpentină pentru încălzirea periodică a glicerinei într-un rezervor. Încălzirea se face cu abur folosit de $p = 3{,}2$ ata $= 3{,}14 \cdot 10^5$ N/m², cu temperatura de condensare $t_{cond} = 135°C$. Glicerina în cantitate de 1 500 kg/h se încălzeşte de la 18 la 90°C. Serpentina este confecţionată din ţevi de oţel de Ø 51 × 2,5 mm.

Rezolvare. Condiţiile de temperatură ale procesului (fig. 4-26).

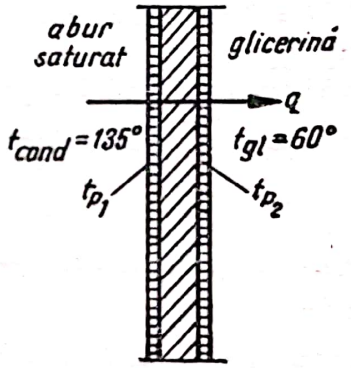


Fig. 4-26. (La exemplul VII).

Pentru că la încălzirea glicerinei temperatura de condensare a vaporilor de apă rămîne neschimbată, diferenţa medie de temperatură între aceea a vaporilor de apă saturaţi şi cea a glicerinei se poate determina cu formula:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta M - \Delta m}{2{,}3 \lg \frac{\Delta M}{\Delta m}} = \frac{117 - 45}{2{,}3 \lg \frac{117}{45}} = 75 \text{ grd.}$$

Tabela 4-18

Curgerea turbulentă a apei reci							
t_{p_2}, °C	t_r, °C	Δt_2, °C	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	α_r		q_r	
				$\frac{W}{m^2 \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h \cdot grd}$	W/m²	$\frac{kcal}{m^2 \cdot h}$
39,42	37,5	1,92	1	8 850	7 630	17 280	14 900

Aici:

$$\Delta M = 135 - 18 = 117 \text{ grd};$$

$$\Delta m = 135 - 90 = 45 \text{ grd}.$$

Temperatura medie a glicerinei este:

$$t_{m\cdot gl} = t_{cond} - \Delta t_m = 135 - 75 = 60°C.$$

2. Încărcarea termică este:

$$Q = G_{gl}\, c_{gl}\, (t_f - t_i) = \frac{1\,500}{3\,600}\, 2{,}56 \cdot 10^3 (90 - 18) = 76\,800 \text{ W},$$

$$Q = 1\,500 \cdot 0{,}61\,(90 - 18) = 66\,000 \text{ kcal/h},$$

în care:

G_{gl} = 1 500 kg/h este cantitatea de glicerină, încălzită într-o oră;

c_{gl} = 2,56 · 10³ J/kg · grd, adică 0,61 kcal/kgf · grd — căldura specifică a glicerinei la 60°C.

3. Determinarea rezistenţei termice a peretelui de oţel şi a depunerilor.

Din tabela XXXI se ia conductivitatea termică a depunerilor de partea aburului în condensare $\frac{1}{r_{dep\cdot ab}}$ = 5 800 W/m² · grd, adică 5 000 kcal/m² · h · grd şi de partea glicerinei $\frac{1}{r_{dep\cdot gl}}$ = 5 800 W/m² · grd, adică 5 000 kcal/m² · h · grd. Coeficientul de conductivitate termică al oţelului λ = 46,4 W/m · grd, adică 40 kcal/m · h · grd (v. tabela XXVIII).

Prin urmare:

$$\Sigma r_p = r_{dep\cdot ab} + r_p + r_{dep\cdot gl} = \frac{1}{5\,800} + \frac{0{,}0025}{46{,}4} + \frac{1}{5\,800} = 0{,}000398 \ \frac{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}{\text{W}},$$

$$\Sigma r_p = \frac{1}{5\,000} + \frac{0{,}0025}{40} + \frac{1}{5\,000} = 0{,}000462 \ \frac{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{grd}}{\text{kcal}}.$$

4. Determinarea încărcării termice.

Pentru că coeficientul parţial de transmitere a căldurii de partea glicerinei este mult mai mic decît de partea aburului, atunci coeficientul parţial de transmitere a căldurii de partea aburului în condensare poate să nu fie determinat precis, ci admis aproximativ α = 11 600 W/m²·grd, adică 10 000 kcal/m² · h · grd. În afară de aceasta, raportul diametrelor ţevii serpentinei $\frac{46}{51}$ = 0,9 > 0,6. Prin urmare, cu suficientă precizie, se poate face calculul ca şi la peretele plan.

Nr. calcul	Condensarea vaporilor de apă							Rezistenţa peretelui şi depunerilor		
	t_{cond}, °C	$t_{p\cdot 1}$, °C	Δt_1, °C	α_{cond} W/m²·grd	α_{cond} kcal/m²·h·grd	q_{cond} W/m²	q_{cond} kcal/m²·h	Σr_p m²·grd/W	Σr_p m²·h·grd/kcal	Δt_p, °C
1	135	130	5	11 600	10 000	58 000	50 000	$3{,}98\cdot10^{-4}$	$4{,}62\cdot10^{-4}$	23,1
2	135	133	2	11 600	10 000	23 200	20 000	$3{,}98\cdot10^{-4}$	$4{,}62\cdot10^{-4}$	9,2
3	135	133,2	2	11 600	10 000.	20 880	18 000	$3{,}98\cdot10^{-4}$	$4{,}62\cdot10^{-4}$	8,3

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii de partea glicerinei α_{gl} depinde de temperatura $t_{p\cdot 2}$ a suprafeţei cu depuneri de partea glicerinei. Această temperatură nu este cunoscută anticipat, de aceea este nevoie să se folosească în calcul metoda aproximaţiilor succesive.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii α_{gl} la mişcarea liberă a glicerinei în exteriorul unor ţevi aproximativ orizontale se determină din ecuaţia (4-60):

$$Nu = 0{,}50(Gr \cdot Pr)^{0{,}25}\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}.$$

Temperatura determinantă pentru criteriul Pr_p este $t_{p\cdot 2}$, iar pentru toate celelalte criterii — temperatura medie a glicerinei egală cu 60°C.

Coeficientul parţial de tansmitere a căldurii pentru glicerină este:

$$\alpha_{gl} = 0{,}50\,\frac{\lambda}{d}\left(\frac{d^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta t_2 \cdot Pr}{\eta^2}\right)^{0{,}25} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0{,}25}.$$

Aici:

$\lambda = 0{,}278$ W/m · grd, adică 0,240 kcal/m·h·grd este coeficientul de conductivitate termică al glicerinei la 60°C;
$d = 0{,}051$ m — diametrul exterior al ţevii;
$\rho = 1\,239$ kg/m³ — densitatea glicerinei;
$Pr = 909$ — criteriul Prandtl la 60°C [4-7];
$\eta = 100{,}1 \cdot 10^{-3}$ N · s/m², adică $102 \cdot 10^{-4}$ kgf · s/m² — viscozitatea glicerinei la 60°C [4-7];
β — coeficientul de dilatare volumică a glicerinei în grd^{-1}.

Se calculează β(pag. 256) cu datele din manualul chimistului [0-24]:

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2)}{t_1 - t_2} = a + b(t_1 + t_2).$$

Aici:

$$a = 0{,}4\,853 \cdot 10^{-3};$$

$$b = 0{,}4895 \cdot 10^{-6}.$$

Se ia: $t_1 = 61$°C; $t_2 = 59$°C.

După înlocuire se obţine:

$$\beta = 0{,}4853 \cdot 10^{-3} + 0{,}4895 \cdot 10^{-6}\,(61 + 59) = 0{,}544 \cdot 10^{-3}\ \text{grd}^{-1}.$$

Tabela 4-19

Curgerea liberă a glicerinei

$t_{p\cdot 2}$, °C	$t_{m\cdot gl}$, °C	Δt_2, °C	Pr_p	$\Delta t_2^{0,25}$	$\left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0,25}$	α_{gl} W/m²·grd	α_{gl} kcal/m²·h·grd	q_{gl} W/m²	q_{gl} kcal/m²·h
106,9	60	46,9	83,2	2,62	1,81	233	201	10 960	9 450
123,8	60	63,8	36,8	2,83	2,23	311	268	19 840	17 100
124,9	60	64,9	35,4	2,84	2,25	316	272	20 650	17 800

Scanned with OKEN Scanner

Aşadar:

$$\alpha_{gl} = 0{,}50\,\frac{0{,}278}{0{,}051}\left[\frac{0{,}051^3 \cdot 1\,239^2 \cdot 0{,}544 \cdot 10^{-3} \cdot 909}{(100{,}1 \cdot 10^{-3})^2}\right]^{0{,}25} \Delta t_{gl}^{0{,}25}\left(\frac{909}{Pr_p}\right)^{0{,}25} =$$

$$= 49{,}3\ \Delta t_{gl}^{0{,}25}\left(\frac{909}{Pr_p}\right)^{0{,}25} \qquad \left[\frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m^2 \cdot grd}}\right],$$

$$\alpha_{gl} = 0{,}50\,\frac{0{,}240}{0{,}051}\left[\frac{0{,}051^3 \cdot 1\,239^2 \cdot 0{,}544 \cdot 10^{-3} \cdot 909}{102 \cdot 10^{-4} \cdot 9{,}81}\right]^{0{,}25} \Delta t_{gl}^{0{,}25}\left(\frac{909}{Pr_p}\right)^{0{,}25} =$$

$$= 42{,}4\ \Delta t_{gl}^{0{,}25}\left(\frac{909}{Pr_p}\right)^{0.25} \qquad \left[\frac{\mathrm{kcal}}{\mathrm{m^2 \cdot h \cdot grd}}\right].$$

Se alcătuieşte tabela 4-19.

Mai întîi trebuie să se admită $t_{p\cdot1}$. Această mărime va fi apropiată de t_{cond}, pentru că $\alpha_{cond} \gg \alpha_{gl}$. Se admite pentru primul calcul $t_{p\cdot1} = 130°C$. După efectuarea primelor două calcule se construieşte graficul (figura 4-27) şi la intersecţia dreptelor q_{cond} şi q_{gl} se află q_m şi $t_{p\cdot1}$.

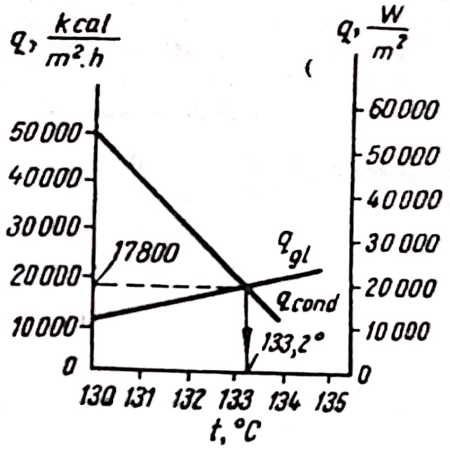


Fig. 4-27. (La exemplul VII).

Pentru verificare este dat în tabelă şi calculul trei.

5. Suprafaţa de schimb de căldură necesară este:

$$A = \frac{Q}{q_m} = \frac{76\,000}{20\,650} = 3{,}71\ \mathrm{m^2},$$

$$A = \frac{66\,000}{1\,780} = 3{,}71\ \mathrm{m^2}.$$

Coeficientul total de transmitere a căldurii este:

$$K = \frac{q_m}{\Delta t_m} = \frac{20\,650}{75} = 275\ \frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m^2 \cdot grd}},$$

$$K = \frac{17\,800}{75} = 237\ \frac{\mathrm{kcal}}{\mathrm{m^2 \cdot h \cdot grd}}.$$

Lungimea totală a țevii este:

$$L = \frac{A}{\pi d_m} = \frac{3{,}71}{\pi \cdot 0{,}0485} = 24{,}4 \text{ m.}$$

Cu rezervă se ia $L = 28$ m.

6. Debitul aburului de încălzire este:

$$G_{ab} = \frac{Q}{(i_{ab} - t_{cond})x} = \frac{76\,800 \cdot 3\,600}{4{,}19 \cdot 10^3 (652{,}3 - 135)0{,}95} = 135 \text{ kg/h,}$$

în care:

$i_{ab} = 652{,}3$ kcal/kgf este entalpia aburului de încălzire la $t_{cond} = 135°C$ (v. tabela LVII);

x — gradul de uscare al aburului.

7. Determinarea numărului de serpentine.

Din date practice (pag. 227), la funcționarea normală a serpentinelor cu aburi pentru încălzirea apei viteza aburilor în țevi nu trebuie să fie mai mare de 30 m/s, iar raportul $\frac{L}{d}$ nu trebuie să fie mai mare ca:

$$\frac{L}{d} = 225 \frac{6}{\sqrt{\Delta t_m}} = 225 \frac{6}{\sqrt{75}} = 156.$$

Se aplică aproximativ această situație la cazul încălzirii glicerinei.

Viteza inițială a aburului pentru condiția ca tot aburul să circule print-o singură țeavă este:

$$w_i = \frac{G_{ab}}{3\,600\, \rho_{ab}\, 0{,}785\, d^2} = \frac{135}{3\,600 \cdot 1{,}71 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}046^2} = 13{,}2 \text{ m/s,}$$

în care $\rho_{ab} = 1{,}71$ kg/m³ este densitatea aburului (v. tabela LV).

Prin urmare, după mărimea lui w_i se poate instala o singură serpentină.

Se verifică raportul $\frac{L}{d}$:

$$\frac{L}{d} = \frac{28{,}0}{0{,}043} = 610.$$

Acest raport este mult mai mare decît 156.

De aceea se admite un număr de serpentine care lucrează în paralel:

$$n = \frac{610}{156} = 4 \text{ buc.}$$

Lungimea fiecărei serpentine este de 7 m.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul V

EVAPORAREA. CRISTALIZAREA

FORMULE DE CALCUL

1. Cantitatea de apă evaporată W kg (sau kg/s) la variația concentrației soluției de la x_1 la x_2 (procente de masă sau părți) se determină cu ajutorul ecuației:

$$W = G\left(1 - \frac{x_1}{x_2}\right), \tag{5-1}$$

în care G este masa inițială a soluției, în kg (sau kg/s).

2. Consumul de căldură pentru evaporare se compune din trei termeni ai bilanțului termic (încălzire, evaporare, pierderi de căldură):

$$Q = Q_{înc} + Q_{ev} + Q_p = Gc\,(t_{fierb} - t_i) + Wr + \alpha A_e\,(t_p - t_{aer})\,W, \tag{5-2}$$

în care:

G — este masa soluției care intră la evaporare, în kg/s;
c — căldura specifică a acestei soluții, în J/kg.grd;
t_{fierb} — temperatura de fierbere a soluției, în °C;
t_i — temperatura inițială a soluției (la intrarea în aparat) în °C;
W — masa apei evaporate, în kg/s;
r — căldura latentă de evaporare a apei, în J/kg;
$\alpha = \alpha_r + \alpha_c$ — coeficientul parțial de transmitere a căldurii prin radiație și convecție, în W/m².grd;
A_e — suprafața exterioară a aparatului, în m²;
t_p — temperatura suprafeței exterioare a izolației, în °C;
t_{aer} — temperatura aerului din secție, în °C.

Scanned with OKEN Scanner

În cazul general, la bilanțul termic al unui evaporator trebuie să se țină seama și de efectul termic de concentrare, însă, de obicei, această mărime este atît de mică în comparație cu celelalte mărimi din bilanțul termic (v. exemplul 8), încît poate fi neglijată.

3. Consumul de abur de încălzire într-un evaporator este:

$$D = \frac{Q}{(i'' - i')\,x} = \frac{Q}{rx} \qquad [\text{kg/s}], \tag{5-3}$$

în care:

i'' este entalpia aburului saturat uscat, în J/kg;
i' — entalpia condensatului la temperatura de condensare, în J/kg;
x — conținutul de abur (gradul de uscare) al aburului de încălzire;
r — căldura de condensare a aburului, în J/kg.

Consumul specific de abur pentru evaporare d este raportul între consumul total de abur D și cantitatea de apă evaporată W:

$$d = \frac{D}{W} \qquad [\text{kg/kg}]. \tag{5-4}$$

4. Dacă soluția intră în evaporator în stare supraîncălzită ($t_i > t_{fierb}$), primul termen din ecuația bilanțului termic are semn negativ și consumul de căldură în aparat se micșorează datorită autoevaporării unei părți a solventului. Mărimea:

$$Q_a = Gc\ (t_i - t_{fierb}) \tag{5-5}$$

poartă denumirea de căldură de autoevaporare.

5. Căldura specifică a soluțiilor se poate calcula aproximativ cu ajutorul formulei generale:

$$c = c_1x_1 + c_2x_2 + c_3x_3 + \ldots, \tag{5-6}$$

în care:

$c_1, c_2, c_3 \ldots$ sînt căldurile specifice ale componenților;

$x_1, x_2, x_3 \ldots$ — procente de masă ale componenților.

Pentru soluții apoase cu doi componenți (apă + substanță dizolvată), formula (5-6) se aduce la forma, la $x < 20\%$:

$$c = 4\,190\left(1 - \frac{x}{100}\right) \qquad [\text{J/kg.grd}]; \tag{5-7}$$

$$c = 1 - \frac{x}{100} \qquad [\text{kcal/kgf} \cdot \text{grd}], \tag{5-7a}$$

în care x este concentrația substanței dizolvate, în % de masă.

La soluțiile apoase concentrate ($x > 20\%$), calculul se face cu formula (5-6).

6. În cazul cînd lipsesc datele experimentale, căldura specifică a unui compus chimic se poate calcula cu formula:

$$Mc = n_1C_1 + n_2C_2 + n_3C_3 + \ldots, \tag{5-8}$$

în care:

M este masa molară;
c — căldura specifică a compusului chimic, în J/kg.grd;
n_1, n_2, n_3 — numărul atomilor elementelor care intră în acest compus;
$C_1, C_2, C_3 \ldots$ — căldurile atomice, în J/kg-atom.grd.

În calculele cu ajutorul formulei (5-8) se utilizează următoarele valori ale căldurilor atomice C — v. tabela 5-1 [5-5].

Tabela 5-1

Elementul	Căldurile atomice ale combinaţiilor chimice			
	în stare solidă		în stare lichidă	
	J / kg-atom. grd	kcal / kg-atom.grd	J / kg-atom.grd	kcal / kg-atom.grd
C	$7{,}5 \cdot 10^3$	1,8	$11{,}7 \cdot 10^3$	2,8
H	$9{,}6 \cdot 10^3$	2,3	$18{,}0 \cdot 10^3$	4,3
B	$11{,}3 \cdot 10^3$	2,7	$19{,}7 \cdot 10^3$	4,7
Si	$15{,}9 \cdot 10^3$	3,8	$24{,}3 \cdot 10^3$	5,8
O	$16{,}8 \cdot 10^3$	4,0	$25{,}1 \cdot 10^3$	6,0
F	$20{,}95 \cdot 10^3$	5,0	$29{,}3 \cdot 10^3$	7,0
P	$22{,}6 \cdot 10^3$	5,4	$31{,}0 \cdot 10^3$	7,4
S	$22{,}6 \cdot 10^3$	5,4	$31{,}0 \cdot 10^3$	7,4
celelalte	$26{,}0 \cdot 10^3$	6,2	$33{,}5 \cdot 10^3$	8,0

7. Pentru determinarea temperaturii de fierbere a soluţiilor şi lichidelor organice se poate utiliza ecuaţia *:

$$\frac{\lg p_{A_1} - \lg p_{A_2}}{\lg p_{B_1} - \lg p_{B_2}} = C \tag{5-9}$$

şi nomograma întocmită de Kireev (fig. XVIII).

Aici:

p_{A_1} şi p_{B_1} sînt presiunile vaporilor saturaţi ai celor două lichide la aceeaşi temperatură t_1;
p_{A_2} şi p_{B_2} — presiunile vaporilor saturaţi ai acestor lichide la temperatura t_2;
C — constantă.

* V. A. Kireev, J. F. H., 2, 233 (1931).

Scanned with OKEN Scanner

8. Temperatura de fierbere a soluțiilor și lichidelor organice se poate determina, de asemenea, cu regula liniarității funcțiunilor chimico-tehnice:

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K^*, \qquad (5\text{-}10)$$

în care:

t_1 și t_2 sînt temperaturile de fierbere ale soluției sau lichidului organic la două presiuni diferite p_1 și p_2;

θ_1 și θ_2 — temperaturile de fierbere ale apei sau ale altui lichid standard **, la aceleași presiuni (fig. XIX și XX).

Pentru a putea determina temperatura de fierbere a unui lichid oarecare la o anumită presiune cu ajutorul ecuației (5-9) sau (5-10), trebuie să se cunoască două temperaturi de fierbere ale acestui lichid la două presiuni oarecare. Dacă pentru o soluție oarecare se cunoaște numai o singură temperatură de fierbere la o presiune oarecare, atunci se poate determina temperatura de fierbere a acestei soluții la o altă presiune, utilizînd legea lui Babo:

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_t = const, \qquad (5\text{-}11)$$

cu corecția lui Stabnikov pentru soluții apoase [5-3].

Aici:

p este presiunea vaporilor saturați ai soluției;

p_0 — presiunea vaporilor saturați ai solventului pur la aceeași temperatură.

9. Căldura latentă de evaporare a unui lichid la presiunea p se poate determina cu ajutorul ecuației lui Clapeyron-Clausius:

$$r = r_{st} \frac{M_{st}}{M} \left(\frac{T}{\theta}\right)^2 \frac{d\theta}{dT} \qquad [J/kg], \qquad (5\text{-}12)$$

care permite, prin utilizarea legii liniarității, să se găsească mărimea $\frac{d\theta}{dT}$ la $p = idem$.

În formula (5-12):

r și r_{st} sînt căldurile latente de evaporare ale lichidului căutat și ale lichidului standard***, la aceeași presiune p, în J/kg;

M și M_{st} — masele molare, în kg/kmol;

T și θ — temperaturile de fierbere la aceeași presiune p, în °K.

---

* Această relație a fost găsită experimental de Dühring.

** Pentru determinarea temperaturii de fierbere a compușilor organici insolubili în apă cu legea liniarității, ca lichid standard se folosește de obicei hexanul. Presiunea vaporilor saturați ai acestuia — v. fig. XXI.

*** Vezi observația anterioară. Variația căldurii latente de evaporare a hexanului în funcție de temperatură este dată în fig. XXII.

Scanned with OKEN Scanner

10. Căldura latentă de evaporare a lichidelor nepolare la presiunea atmosferică se poate calcula cu formula lui Kisteakovski:

$$r = (36{,}7 \cdot 10^3 + 19{,}2 \cdot 10^3 \lg T)\frac{T}{M} \qquad [\text{J/kg}]; \qquad (5\text{-}13)$$

$$r = (8{,}75 + 4{,}58 \lg T)\frac{T}{M} \qquad [\text{kcal/kg}], \qquad (5\text{-}13\ a)$$

în care:

T este temperatura de fierbere, în °K;
M — masa molară a lichidului.

11. Creșterea punctului de fierbere a soluției în raport cu temperatura de fierbere a solventului pur (apă), sau așa-numita „depresiune de temperatură" Δt_{dep}, se poate calcula aproximativ, în lipsa datelor experimentale, cu ajutorul regulilor de mai sus, exprimate prin formulele (5-9) — (5-11).

În tabela XXXVI sînt date temperaturile de fierbere ale unor soluții apoase de săruri (de concentrații diferite), la presiunea atmosferică, iar în figura XXIII — valorile Δt_{dep}.

12. Creșterea temperaturii soluției evaporate datorită efectului hidrostatic $\Delta t_{ef\cdot hidr}$ depinde de înălțimea nivelului soluției în aparat și de densitatea ei.

Presiunea în stratul mediu al lichidului evaporat se calculează cu formula:

$$p_m = p_o + H_m \rho g \qquad [\text{N/m}^2], \qquad (5\text{-}14)$$

în care:

p_o este presiunea la suprafața lichidului, în N/m²;

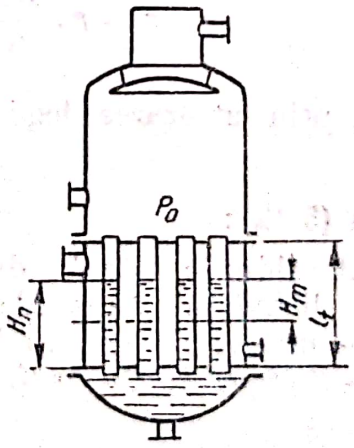


Fig. 5-1. (La determinarea efectului hidrostatic)

$H_m = \frac{H_n}{2}$ — distanța de la nivelul superior al lichidului din aparat pînă la mijlocul suprafeței de încălzire udate de lichid, în m (fig. 5-1);

H_n — înălțimea nivelului de lichid în aparat (fără spumă), în m.

Această mărime, la evaporarea soluțiilor apoase în aparate de evaporare cu circulație naturală, poate fi determinată în limite largi de variație a fluxurilor termice cu formula [5-7]:

$$H_n = \left[\frac{20 + 0{,}14}{100}\left(\rho_s - \rho_{apă}\right)\right] l_t, \qquad [\text{m}], \tag{5-15}$$

în care:

l_t este înălțimea părții cu țevi a aparatului, în m;
ρ_s — densitatea soluției, în kg/m³;
$\rho_{apă}$ — densitatea apei, în kg/m³;
g — accelerația căderii libere, în m/s².

Mărimea efectului hidrostatic se determină cu formula:

$$\Delta t_{ef\cdot hidr} = t_m - t_0 \tag{5-16}$$

în care:

t_m este temperatura de fierbere corespunzătoare presiunii p_m;
t_0 — temperatura de fierbere, corespunzătoare presiunii p_0.

13. Diferența de temperatură datorită rezistenței hidraulice a țevii de comunicație $\Delta t_{rez\cdot hidr}$ se calculează în felul următor:

$$\Delta t_{rez\cdot hidr.} = t_1 - t_0, \tag{5-17}$$

în care:

t_0 este temperatura vaporilor saturați, corespunzătoare presiunii p_0;
t_1 — temperatura vaporilor saturați, corespunzătoare presiunii p_1;

între care există relația

$$p_1 = p_0 + \Delta p. \tag{5-18}$$

Mărimea Δp reprezintă pierderea de presiune a aburului secundar la învingerea rezistențelor hidraulice ale țevii de comunicație și se determină cu ajutorul ecuației (v. cap. I):

$$\Delta p = \frac{w^2\rho}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\zeta\right) \qquad [\text{N/m}^2].$$

14. Diferența de temperatură utilă Δt_u se determină ca diferență între căderea totală de temperatură și suma tuturor pierderilor de temperatură:

$$\Delta t_u = \Delta t_{tot} - \Sigma\Delta t_{pierd}, \tag{5-19}$$

în care:

Δt_{tot} este diferența între temperatura aburului de încălzire în primul corp și temperatura de condensare a aburului secundar din ultimul corp;
$\Delta\Sigma t_{pierd} = \Delta t_{dep} + \Delta t_{ef\cdot hidr.} + \Delta t_{rez\cdot hidr.}$ — suma pierderilor de temperatură în toate corpurile.

15. Repartizarea diferenței utile de temperatură între diferite corpuri se face:

a) în cazul calculului pentru suprafața totală minimă a tuturor corpurilor — proporțional cu $\sqrt{\frac{Q}{K}}$:

$$\Delta t_x = \frac{\Delta t_u \sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}}{\sum_{i=1}^{i=n} \sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}}; \qquad (5\text{-}20)$$

b) în cazul calculului pentru suprafețe egale în toate corpurile—proporțional cu raportul $\frac{Q}{K}$:

$$\Delta t_x = \frac{\Delta t_u \frac{Q_i}{K_i}}{\sum_{=1}^{i=n} \frac{Q_i}{K_i}}, \qquad (5\text{-}21)$$

în care:

Q este încărcarea calorică a corpului;
K — coeficientul total de transmitere a căldurii în corp.

16. Consumul de apă G_a în condensator se determină din ecuația bilanțului termic al condensatorului:

$$G_a = \frac{W(i'' - i')}{i_2 - i_1} = \frac{W(i'' - i')}{c(t_2 - t_1)} \quad [\text{kg/s}], \qquad (5\text{-}22)$$

în care:

W este cantitatea de abur secundar, care intră în condensator, în kg/s;
i'' — entalpia acestui abur, în J/kg;
i' — entalpia condensatului la ieșirea din condensator, în J/kg;
i_1 și t_1 — entalpia inițială, în J/kg, și temperatura apei de răcire, în °C;
c — căldura specifică medie a apei, în J/kg.grd;
i_2 și t_2 — entalpia, în J/kg, și temperatura apei la ieșire, în °C.

Pentru cazul condensării aburului saturat:

$$G_{apă} = \frac{Wr + Wc_c(t_{c1} - t_{c2})}{c(t_2 - t_1)}, \qquad (5\text{-}22\ a)$$

în care:

c_c este căldura specifică medie a condensatului, în J/kg.grd;
t_{c1} — temperatura condensatului înainte de răcire, în °C;
t_{c2} — temperatura condensatului la ieșirea din condensator, în °C.

17. Cantitatea de aer L, aspirată de pompa de vid din condensatorul barometric, este proporţională cu consumul de apă G_a kg/s şi se poate determina cu formula:

$$L = \frac{0{,}25\,G_a}{1\,000} \quad [\text{kg/s}]. \tag{5-23}$$

Debitul volumic al pompei de vid, în funcţie de mărimea presiunii reziduale în condensator p_0, după date practice*, este egal cu:

a) la $p_0 > 50$ mm Hg:

$$V = (0{,}1 \ldots 0{,}2)W \quad [\text{m}^3/\text{s}];$$

b) la $p_0 < 50$ mm Hg:

$$V = (0{,}8 \ldots 1{,}2)W \quad [\text{m}^3/\text{s}],$$

în care W este cantitatea de abur secundar care intră în condensator, în kg/s.

18. Înălţimea coloanei de apă din tubul barometric depinde de mărimea vidului din condensator şi este egală cu:

$$H_0 = 10{,}33\,\frac{b}{101\,300} \quad [\text{m}] \tag{5-24}$$

$$H_0 = 10{,}33\,\frac{b}{760} \quad [\text{m}], \tag{5-24 a}$$

în care b este vidul din condensator, în N/m² sau mm Hg.

19. Cantitatea de cristale G_{cr} care se formează se determină din ecuaţia bilanţului de materiale a cristalizării:

$$G_{cr} = \frac{G_1(x_2 - x_1) - Wx_2}{x_2 - x_{cr}}, \tag{5-25}$$

în care:

G_1 este cantitatea de soluţie iniţială, în kg;
x_1 — concentraţia soluţiei iniţiale în raport cu sarea anhidră, în părţi de masă sau în %;
x_2 — concentraţia în raport cu sarea anhidră a soluţiei-mamă după cristalizare, în părţi de masă sau în %;
W — cantitatea de solvent evaporat, în kg;
$x_{cr} = \frac{M}{M_{cr}}$ = raportul între masele molare ale substanţei anhidre dizolvate şi ale cristalului.

Dacă substanţa cristalizează în formă anhidră, $x_{cr} = 1$.

* A. I. Peleev, *Tehnologhiceskoe oborudovanie miasokombinatov*. Piscepromizdat, 1950.

La efectuarea procesului de cristalizare fără îndepărtarea unei părți de solvent ($W = 0$) rezultă:

$$G_{cr} = \frac{G_1 (x_1 - x_2)}{x_{cr} - x_2}. \qquad (5\text{-}26)$$

20. Căldura de dizolvare a substanțelor solide cu solubilitate mică se poate determina cu formula:

$$q_d = \frac{19{,}2 \cdot 10^3 \lg \frac{c_1}{c_2}}{M\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)} \qquad [\text{J/kg}], \qquad (5\text{-}27)$$

$$q_d = \frac{4{,}58 \lg \frac{c_1}{c_2}}{M\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)} \qquad [\text{kcal/kgf}], \qquad (5\text{-}27\ a)$$

în care:

c_1 este solubilitatea substanței la temperatura T_1, în °K;
c_2 — solubilitatea substanței la temperatura T_2, în °K;
M — masa molară a substanței dizolvate, în kg/kmol.

21. Căldura de topire q_t se poate calcula cu ajutorul relațiilor aproximative următoare, în lipsă de date experimentale:

a) pentru compuși anorganici:

$$q_t = 25{,}1 \cdot 10^3 \frac{T_t}{M} \qquad [\text{J/kg}], \qquad (5\text{-}28)$$

$$q_t = 6 \frac{T_t}{M} \qquad [\text{kcal/kgf}]; \qquad (5\text{-}28\ a)$$

b) pentru compuși organici:

$$q_t = 41{,}9 \cdot 10^3 \frac{T_t}{M} \qquad [\text{J/kg}], \qquad (5\text{-}29)$$

$$q_t = 10 \frac{T_t}{M} \qquad [\text{kcal/kgf}], \qquad (5\text{-}29\ a)$$

în care:

T_t este temperatura de topire, în °K;
M — masa molară a compusului, în kg/kmol.

22. Cantitatea de căldură care se degajă la cristalizarea fără evaporare a unei părți de solvent se determină din ecuația bilanțului termic:

$$Q = G_1 c(t_1 - t_2) + G_{cr} q, \qquad (5\text{-}30)$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

G_1 este masa soluției inițiale, în kg;
c — căldura specifică a soluției inițiale, în J/kg · grd;
t_1 și t_2 — temperatura inițială și finală a soluției, în °C;
G_{cr} — masa cristalelor care se formează, în kg;
q — căldura de cristalizare, în J/kg.

EXEMPLE

Exemplul 1. Cîtă apă trebuie evaporată din 1 000 kg soluție de azotat de amoniu pentru a-l concentra de la 12 pînă la 60%?

Rezolvare. Această problemă se rezolvă cu ecuația (5-1):

$$W = 1\,000\left(1 - \frac{12}{60}\right) = 800 \text{ kg}.$$

Exemplul 2. Să se determine concentrația finală în procente de masă a unei soluții de sare, dacă se știe că la evaporarea a 2 000 kg soluție cu concentrația inițială de 10% de masă s-au evaporat 1 200 kg apă.

Rezolvare. Se folosește aceeași formulă (5-1).

În acest caz, $W = 1\,200$ kg; $G = 2\,000$ kg; $x_1 = 10\%$ de masă; x_2 — trebuie determinat.

Înlocuind valorile corespunzătoare în formula (5-1), se găsește:

$$1\,200 = 2\,000\left(1 - \frac{10}{x_2}\right),$$

de unde:

$$x_2 = 25\%.$$

Exemplul 3. Să se găsească căldura specifică a unei soluții apoase de acetat de sodiu de 12%.

Rezolvare. Se utilizează relația aproximativă (5-7):

$$c = 4\,190\left(1 - \frac{12}{100}\right) = 3\,700 \text{ J/kg} \cdot \text{grd},$$

$$c = 1 - \frac{12}{100} = 0{,}88 \quad \text{kcal/kgf} \cdot \text{grd}.$$

Exemplul 4. Să se găsească căldura specifică a unei soluții apoase 25% de salicilat de sodiu.

Rezolvare. Deoarece concentrația soluției este mai mare de 20%, căldura specifică a soluției se determină cu formula (5-6).

Se determină mai întîi căldura specifică a salicilatului de sodiu uscat (masa molară — 160) cu formula (5-8), utilizînd datele din tabela 5-1.

Formula chimică a acestei sări: $C_6H_4\begin{cases}OH\\COONa\end{cases}$

Rezultă:

$$c = \frac{7{,}5 \cdot 10^3 \cdot 7 + 9{,}6 \cdot 10^3 \cdot 5 + 16{,}8 \cdot 10^3 \cdot 3 + 26{,}0 \cdot 10^3}{160} = 1110 \quad \text{J/kg} \cdot \text{grd}$$

$$c = \frac{1{,}8 \cdot 7 + 2{,}3 \cdot 5 + 4{\cdot}3 + 6{,}2}{160} = 0{,}264 \quad \text{kcal/kgf} \cdot \text{grd.}$$

Astfel, căldura specifică a unei soluții de 25% este:

$$c_{sol} = 4190 \cdot 0{,}75 + 1110 \cdot 0{,}25 = 3420 \quad \text{J/kg} \cdot \text{grd},$$

$$c_{sol} = 1 - 0{,}25 + 0{,}264 \cdot 0{,}25 = 0{,}81 \quad \text{kcal/kgf} \cdot \text{grd.}$$

Exemplul 5. Să se determine temperatura de fierbere a anilinei la un vid de 0,8 at ($p = 0{,}2$ ata), știind că la temperatura de 160°C presiunea vaporilor saturați de anilină este de 390 mm Hg, iar la presiunea atmosferică, temperatura de fierbere a anilinei este de 184°C.

Rezolvare. Se folosește legea liniarității (5-10), luînd ca lichid standard hexanul.

Din diagrama din figura XXI se găsește pentru hexan:

$$\text{la } p_1 = 390 \text{ mm Hg} \qquad \theta_1 = 49{,}2°\text{C},$$

$$\text{la } p_2 = 760 \text{ mm Hg} \qquad \theta_2 = 69°\text{C}.$$

Atunci:

$$K = \frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = \frac{160 - 184}{49{,}2 - 69} = 1{,}21.$$

La presiunea de 0,2 ata sau $0{,}2 \cdot 735 = 147$ mm Hg, temperatura de fierbere a hexanului este de 24,5°C (fig. XXI).

Prin urmare:

$$\frac{160 - t}{49{,}2 - 24{,}5} = 1{,}21,$$

de unde $t = 130{,}1$°C.

Dacă se rezolvă această problemă cu ajutorul diagramei din figura XIX, la a cărei construcție s-a utilizat apa ca lichid standard, se obține: temperatura de fierbere a apei la presiunea de 0,2 ata este de ~ 60°C (tabela LVIII). Pe această diagramă se găsește punctul de intersecție a ordonatei de 60°C (pentru apă) cu dreapta 12 (pentru anilină). Punctului de intersecție îi corespunde pe scara absciselor temperatura de fierbere a anilinei de 130°C.

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 6. Să se determine temperatura de fierbere a unei soluții apoase de amoniac de 20%, la presiunea de 1,5 ata.

Rezolvare. Se folosește nomograma lui Kireev (fig. XVIII). Unind printr-o dreaptă punctul care corespunde la 20% NH_3 cu punctul corespunzînd la 1,5 ata, adică $735 \cdot 1{,}5 = 1\,100$ mm Hg, se obține temperatura de fierbere de 60°C.

Exemplul 7. Să se calculeze căldura latentă de evaporare a anilinei la presiunea de 0,2 ata.

Rezolvare. Deoarece formula lui Kisteakovski (5-13) este aplicabilă numai la presiunea atmosferică, se va folosi ecuația (5-12), luînd ca lichid standard hexanul. Temperatura de fierbere a anilinei la $p = 0{,}2$ ata este de 130°C (v. exemplul 5). Temperatura de fierbere a hexanului la $p = 0{,}2$ ata este de 24,5°C. Căldura de vaporizare a hexanului la 24,5°C se găsește din graficul reprezentat în figura XXII: $r_{st} = 366 \cdot 10^3$ J/kg, adică 87,5 kcal/kg.

Raportul $\frac{d\theta}{dT}$ se determină din datele exemplului 5. Deoarece relația dintre T și θ la $p = idem$ este liniară, rezultă că $\frac{d\theta}{dT}$ este o mărime constantă. Deci:

$$\frac{d\theta}{dT} = \frac{1}{K} = \frac{1}{1{,}21} = 0{,}826.$$

Înlocuind toate aceste valori în formula (5-12), se obține:

$$r = r_{st}\frac{M_{st}}{M}\left(\frac{T}{\theta}\right)^2\frac{d\theta}{dT} = 366 \cdot 10^3\,\frac{86}{93}\left(\frac{273 + 130}{273 + 24{,}5}\right)^2 0{,}826 = 515\,000 \text{ J/kg},$$

$$r = 87{,}5\,\frac{86}{93}\left(\frac{273 + 130}{273 + 24{,}5}\right)^2 0{,}826 = 123 \text{ kcal/kgf}.$$

Dacă în locul hexanului se utilizează ca lichid standard apa, se obțin următoarele date:

Pentru apă la $p = 0{,}2$ ata, punctul de fierbere este de 59,7°C, iar căldura latentă de evaporare $r = 2\,358 \cdot 10^3$ J/kg = 562,7 kcal/kgf (tabela LV).

Raportul $\frac{d\theta}{dT}$ se găsește din figura XIX, ca tangentă a pantei dreptei 12:

$$\frac{d\theta}{dT} = \frac{110 - 20}{200 - 80} = 0{,}75.$$

Înlocuind în formula (5-12), se obține:

$$r = 2\,358\,\frac{18}{93}\left(\frac{403}{333}\right)^2 0{,}75 = 503\,000 \text{ J/kg},$$

$$r = 562{,}7\,\frac{18}{93}\left(\frac{403}{333}\right)^2 0{,}75 = 120 \text{ kcal/kgf}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 8. Să se determine cantitatea de abur consumată într-un evaporator cu funcţionare continuă cu simplu efect, pentru concentrarea a 2 t/h soluţie de NaOH. Concentraţia iniţială a soluţiei este de 14,1%; concentraţia finală, de 24,1% (de masă). Temperatura aburului de încălzire este de 150°C, temperatura condensatului, de 150°C; pierderile de căldură în evaporator sînt de 58 000 W, adică 50 000 kcal/h.

Calculul se va face pentru trei variante:

a) soluţia intră în evaporator la temperatura de 20°C;

b) soluţia intră în evaporator la temperatura de fierbere;

c) soluţia intră în evaporator supraîncălzită la 130°C.

Rezolvare. Pentru a determina consumul de abur trebuie să se calculeze consumul total de căldură în aparat.

Se calculează cantitatea de apă evaporată cu formula (5-1):

$$W = G\frac{x_2 - x_1}{x_2} = 2\,000\,\frac{24{,}1 - 14{,}1}{24{,}1} = 829 \text{ kg/h.}$$

Consumul de căldură pentru evaporare

Căldura latentă de evaporare a apei r se ia la temperatura de fierbere a soluţiei în aparat.

Ridicarea punctului de fierbere a unei soluţii de 24,1% de NaOH: $\Delta t_{dep} \approx 11$°C (v. tabela XXXVI).

Dacă se apreciază în mod aproximativ şi celelalte diferenţe de temperatură, se poate considera că temperatura de fierbere este $\approx$ 113°C.

La 113°C, căldura latentă de evaporare a apei $r = 2\,225 \cdot 10^3$ J/kg, adică 531 kcal/kgf (v. tabela LIV); deci consumul de căldură pentru evaporarea apei va fi:

$$Q_{ev} = Wr = \frac{829 \cdot 2\,225 \cdot 10^3}{3\,600} = 510\,000 \text{ W,}$$

$$Q_{ev} = 829 \cdot 531 = 440\,000 \text{ kcal/h.}$$

Consumul de căldură pentru încălzirea soluţiei

Se calculează căldura specifică a soluţiei iniţiale.

Căldura specifică a NaOH solid este, folosind formula (5-8):

$$c = \frac{16{,}8 \cdot 10^3 + 9{,}6 \cdot 10^3 + 26{,}0 \cdot 10^3}{40} = 1\,310 \text{ J/kg} \cdot \text{grd,}$$

$$c = \frac{4 + 2{,}3 + 6{,}2}{40} = 0{,}312 \text{ kcal/kgf} \cdot \text{grd.}$$

Scanned with OKEN Scanner

Căldura specifică a unei soluții de 14,1% de NaOH se calculează cu formula (5-6):

$$c_{sol} = 1{,}31 \cdot 10^3 \cdot 0{,}141 + 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 0{,}859 = 3780 \text{ J/kg} \cdot \text{grd},$$

$$c_{sol} = 0{,}141 \cdot 0{,}312 + 0{,}859 = 0{,}903 \text{ kcal/kgf} \cdot \text{grd}.$$

Se calculează căldura consumată pentru încălzirea soluției în fiecare din cele trei variante:

a) temperatura inițială a soluției este de 20°C:

$$Q_{inc} = \frac{2\,000 \cdot 3{,}78 \cdot 10^3}{3\,600}(113 - 20) = 195\,000 \text{ W},$$

$$Q_{inc} = 2\,000 \cdot 0{,}903(113 - 20) = 168\,000 \text{ kcal/h};$$

b) temperatura inițială a soluției este egală cu temperatura de fierbere:

$$Q_{inc} = 0;$$

c) soluția vine supraîncălzită la 130°C:

$$Q_{inc} = \frac{2\,000 \cdot 3{,}78 \cdot 10^3}{3\,600}(113 - 130) = -35\,700 \text{ W},$$

$$Q_{inc} = 2\,000 \cdot 0{,}903\ (113 - 130) = -30\,700 \text{ kcal/h}.$$

În acest exemplu se calculează și efectul termic de concentrare a NaOH, pentru a ne face o idee despre mărimea acestei cantități în bilanțul termic al evaporatorului.

După manualul mărimilor fizico-chimice din „Enciclopedia tehnică"* (vol. VII) se găsește căldura de formare a NaOH în soluție cu n molecule de apă:

n	3	5	7	9	13,5
kJ/mol	456,6	465,5	469,1	469,5	470,23

Se calculează apoi numărul de moli de apă care revin la un mol de NaOH.

Soluția inițială:

— numărul de moli de NaOH la 1 kg soluție:

$$\frac{141}{40} = 3{,}52;$$

— numărul de moli de apă la 1 kg soluție:

$$\frac{1\,000 - 141}{18} = \frac{859}{18} = 47{,}7;$$

— numărul de moli de apă la 1 mol de NaOH:

$$\frac{47{,}7}{3{,}52} = 13{,}5.$$

* În limba rusă.

Scanned with OKEN Scanner

Soluția finală:

— numărul de moli de NaOH la 1 kg soluție:

$$\frac{241}{40} = 6{,}02;$$

— numărul de moli de apă la 1 kg soluție:

$$\frac{1\,000 - 241}{18} = \frac{759}{18} = 42{,}1;$$

— numărul de moli de apă la 1 mol de NaOH:

$$\frac{42{,}1}{6{,}02} = 7{,}0.$$

Deci efectul termic de concentrare a NaOH va fi:

$$470\,230 - 469\,100 = 1\,130 \text{ J/mol NaOH}.$$

Efectul termic de concentrare va fi:

$$Q_d = \frac{3{,}52 \cdot 2\,000 \cdot 1130}{4\,190} = 1\,900 \approx 2\,000 \text{ kcal/h}.$$

Se întocmește o tabelă recapitulativă a consumului de căldură din aparat, în kcal/h, pentru cele trei variante (tabela 5-2).

Din această tabelă rezultă că consumul de căldură pentru efectul termic de concentrare este o mărime mică și de aceea poate fi neglijat.

Tabela 5-2

Scopul consumului de căldură	Varianta a		Varianta b		Varianta c	
	W	kcal/h	W	kcal/h	W	kcal/h
Pentru evaporarea apei	510 000	440 000	510 000	440 000	510 000	440 000
Pentru efectul termic de concentrare	2 320	2 000	2 320	2 000	2 320	2 000
Pierderea de căldură	58 000	50 000	58 000	50 000	58 000	50 000
Total	570 320	492 000	570 320	492 000	570 320	492 000
Pentru încălzirea soluției	195 000	168 000	0	0	−35 700	−30 700
Total	765 320	660 000	570 320	492 000	534 620	461 300

Consumul de abur

Din tabela LIV, $i'' = 2753 \cdot 10^3$ J/kg, adică 657 kcal/kgf ; $i' = 633 \cdot 10^3$ J/kg, adică 151 kcal/kgf. Deci, din formula (5-3), pentru $x = 1$, se obține :

a) $$D = \frac{765\,320}{2\,753 \cdot 10^3 - 633 \cdot 10^3} = 0{,}361 \text{ kg/s} = 1\,300 \text{ kg/h},$$

$$D = \frac{660\,000}{657 - 151} = 1\,300 \text{ kgf/h};$$

b) $$D = \frac{570\,320}{2\,120 \cdot 10^3} = 0{,}272 \text{ kg/s} = 980 \text{ kg/h},$$

$$D = \frac{492\,000}{506} = 980 \text{ kgf/h};$$

c) $$D = \frac{534\,620}{2\,120 \cdot 10^3} = 0{,}255 \text{ kg/s} = 920 \text{ kg/h},$$

$$D = \frac{461\,300}{506} = 920 \text{ kgf/h}.$$

Exemplul 9. Într-un evaporator cu funcționare periodică, avînd o suprafață de încălzire de 40 m², se introduc 20 t soluție diluată cu concentrația $x_1 = 5\%$ de masă. Temperatura inițială a soluției diluate este de 20°C. Soluția se evaporă în vid pînă la concentrația $x_2 = 50\%$ de masă. Variația temperaturii de fierbere a soluției și a coeficientului total de transmitere a căldurii în aparat în funcție de concentrație este dată în tabela 5-3.

Tabela 5-3

Concentrația x, % de masă	5	10	20	30	40	50
Temperatura de fierbere, în °C	55	56	60	67	76	95
Coeficientul total de transmitere a căldurii K, în kcal/m² · h · grd	1 850	1 500	970	640	420	240

Coeficientul de transmitere a căldurii pentru perioada de încălzire a soluției diluate pînă la începutul fierberii $K_1 = 300$ kcal/m² · h · grd. Temperatura aburului de încălzire este de 120°C.

Să se determine consumul de abur de încălzire, considerînd că umiditatea lui este de 5%, și să se determine și durata procesului de evaporare.

Rezolvare. Determinarea consumului de abur de încălzire. Cantitatea de apă evaporată este :

$$W = G \frac{x_2 - x_1}{x_2} = 20\,000 \frac{50 - 5}{50} = 18\,000 \text{ kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Consumul de căldură (fără a ține seama de pierderile în mediul înconjurător) va fi:

$$Q = Gc(t_{fierb} - t_i) + Wr = 20\,000 \cdot 0{,}95\,(55 - 20) + 18\,000 \cdot 554 =$$
$$= 665\,000 + 10\,000\,000 = 10\,665\,000 \text{ kcal}.$$

Aici:
0,95 este căldura specifică a soluției apoase de 5%, în kcal/kgf · grd — v. formula (5-7 a);

554 — căldura latentă de evaporare a apei, în kcal/kgf, la temperatura medie de $\frac{55 + 95}{2} = 75°C$ (v. tabela LIV).

Consumul de abur de încălzire:
a) în perioada de încălzire a soluției diluate pînă la începerea fierberii este:

$$D_1 = \frac{Q_1}{(i'' - i')x} = \frac{665\,000}{526{,}7 \cdot 0{,}95} = 1\,330 \text{ kg};$$

b) în perioada de evaporare este:

$$D_2 = \frac{10\,000\,000}{526{,}7 \cdot 0{,}95} = 20\,000 \text{ kg},$$

în care 526,7 este căldura latentă de condensare a aburului saturat la $t = 120°C$, în kcal/kgf (v. tabela LIV).
Determinarea duratei procesului de evaporare:
a) Durata perioadei de încălzire a soluției diluate pînă la începutul fierberii se determină cu formula:

$$\tau_1 = \frac{Q_1}{K_1 A \Delta t_1} = \frac{665\,000}{300 \cdot 40 \cdot 82{,}5} = 0{,}67 \text{ h} = 40 \text{ min},$$

în care Δt_1 este diferența medie de temperatură (în funcție de timp) în aparate în perioada de încălzire:

$$\begin{array}{ccc} 120 & \longrightarrow & 120 \\ \frac{20}{100} & \longrightarrow & \frac{55}{65} \end{array} \qquad \Delta t_1 = \frac{100 + 65}{2} = 82{,}5°C.$$

b) Durata perioadei de evaporare. În această perioadă, concentrația x a soluției care fierbe, temperatura ei de fierbere t și mărimea coeficientului total de transmitere a căldurii K variază continuu, așa cum s-a arătat în tabela 5-3.
Ecuația căldurii transmise într-un interval infinit mic de timp $d\tau$:

$$dQ = KA(T - t)\ d\tau$$

conține numai două mărimi constante: temperatura de condensare a aburului de încălzire $T = 120°C$ și suprafața de schimb de căldură $A = 40$ m².

Din ultima ecuație se obține:

$$A\,d\tau = \frac{dQ}{K(T-t)}.$$

Integrarea părții din dreapta a ecuației:

$$A\tau_2 = \int_0^{Q_2} \frac{dQ}{K(T-t)}$$

se poate face grafic.

În tabela 5-4 sînt date valorile mărimilor necesare pentru integrarea grafică, obținute prin calcul, pornind de la datele din tabela 5-3.

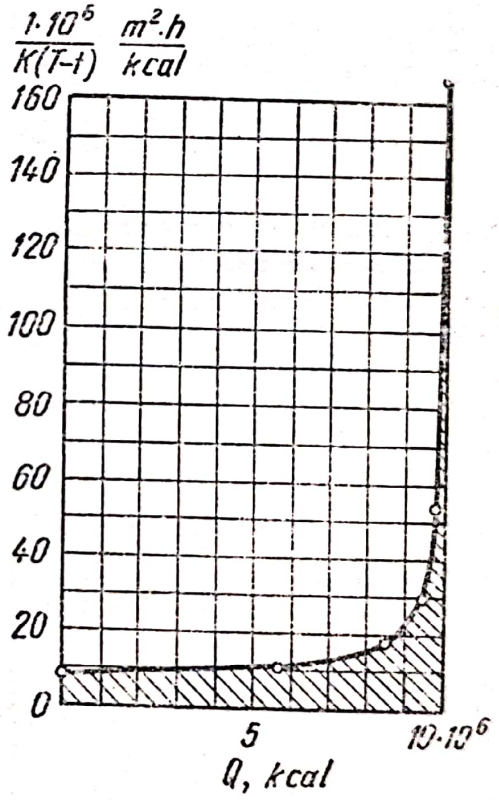


Fig. 5-2. (La exemplul 9).

Tabela 5-4

x, %	5	10	20	30	40	50
W, kg	0	10 000	15 000	16 700	17 500	18 000
r, kcal/kgf	565	565	564	562	559	554
$Q \cdot 10^{-6}$, kcal	0	5,65	8,47	9,4	9,8	10
$T-t$, °C	65	64	60	53	44	25
$\frac{1 \cdot 10^6}{K(T-t)}$, $\frac{m^2 \cdot h}{kcal}$	8,3	10,4	17,2	29,5	54,2	166,7

Folosind datele din tabela 5-4, s-a construit graficul reprezentat în figura 5-2. Determinînd pe acest grafic mărimea suprafeței haşurate (de exemplu, după legea trapezului), se găsește:

$$\int_0^{Q_2 = 10 \cdot 10^6} \frac{dQ}{K(T - t)} = A\tau_2 = 152 \text{ m}^2 \cdot \text{h},$$

de unde:

$$\tau_2 = \frac{152}{40} = 3{,}8 \text{ ore.}$$

Durata totală a procesului este:

$$\tau_1 + \tau_2 = 0{,}67 + 3{,}8 \approx 4{,}5 \text{ ore.}$$

Exemplul 10. Să se compare consumul teoretic de energie în două cazuri: *a)* la pomparea aburului secundar dintr-un evaporator care funcționează sub un vid de 0,7 at ($68{,}7 \cdot 10^3$ N/m²), cu ajutorul unei pompe de vid, și *b)* la condensarea aburului secundar într-un condensator și pomparea condensatului cu o pompă. Capacitatea evaporatorului este de 1 000 kg/h apă evaporată.

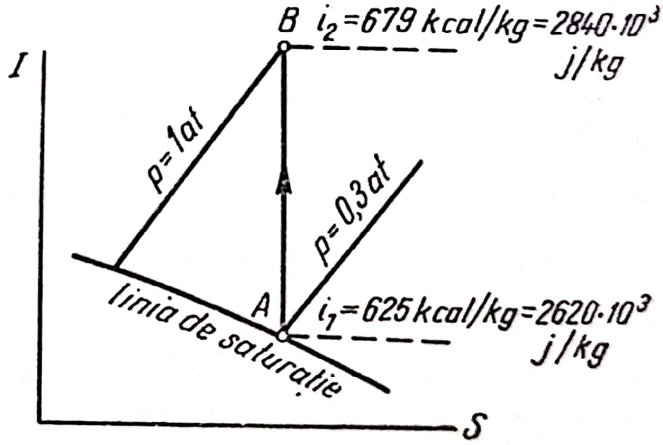


Fig.5-3. (La exemplul 10).

Rezolvare. a) Se admite că comprimarea aburului secundar în pompa de vid este adiabatică. În acest caz, lucrul consumat se determină cu ecuația (2-13). Entalpia se determină din diagrama $I - S$ pentru vapori de apă (fig. XXIX și fig. 5-3).

Astfel:

$$L = 2\,840 \cdot 10^3 - 2\,620 \cdot 10^3 = 220 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$L = 427(i_2 - i_1) = 427(679 - 625) = 23\,000 \text{ kgf} \cdot \text{m/kgf.}$$

Puterea teoretică necesară (fără a ține seama de randamentul pompei de vid) este:

$$N = \frac{220 \cdot 10^3 \cdot 1\,000}{3\,600} = 62{,}7 \cdot 10^3\ W = 62{,}7\ \text{kW},$$

$$N = \frac{1\,000 \cdot 23\,000}{102 \cdot 3\,600} = 62{,}7\ \text{kW};$$

b) la pomparea lichidului (condensatului) cu o pompă, puterea teoretică necesară a pompei (fără a ține seama de randamentul ei) se determină cu ecuația:

$$N = V_s \Delta p = \frac{1\,000 \cdot 68{,}7 \cdot 10^3}{3\,600 \cdot 1\,000} = 0{,}019\ \text{kW},$$

$$N = \frac{V_s \Delta p}{102} = \frac{1 \cdot 7\,000}{3\,600 \cdot 102} = 0{,}019\ \text{kW},$$

în care:

$$V_s = \frac{1\,000}{3\,600 - 1\,000} = \frac{1}{3\,600}\ \text{m}^3/\text{s};$$

$$\Delta p = 0{,}7\ \text{at} = 7\,000\ \text{kgf/m}^2 = 68{,}7 \cdot 10^3\ \text{N/m}^2.$$

Din acest exemplu rezultă că nu este indicat să se îndepărteze aburul secundar cu o pompă de vid, deoarece acest lucru necesită un consum mai mare de energie $\left(\text{de } \frac{62{,}7}{0{,}019} = 3\,300 \text{ ori mai mult decît la pomparea condensatului}\right)$. De aceea, aburul secundar nu se evacuează niciodată ca atare, ci totdeauna se condensează.

Exemplul 11. Să se determine creșterea punctului de fierbere al unei soluții apoase de 20% de clorură de calciu, care se evaporă sub un vid de 0,5 at.

Rezolvare. Din tabela XXXVI rezultă că o soluție de 20% de clorură de calciu fierbe la presiunea atmosferică (1 ata) la 105°C. Presiunea aburului saturat la 105°C este de 1,232 ata (tabela LIV).

Prin urmare, raportul dintre presiunea vaporilor de soluție p și a vaporilor de apă p_0 la aceeași temperatură va fi:

$$\left(\frac{p}{p_0}\right)_{105°} = \frac{1}{1{,}232} = 0{,}81.$$

Utilizînd legea lui Babo (5-11), din raportul:

$$\left(\frac{0{,}5}{p_0}\right)_t = 0{,}81,$$

se determină:

$$p_0 = \frac{0,5}{0,81} = 0,618 \text{ ata.}$$

Din tabela LV se găsește (prin interpolare) că la presiunea de 0,618 ata temperatura de fierbere a apei este de 86,2°C. Aceasta va fi și temperatura de fierbere a soluției de 20% de $CaCl_2$, la $p = 0,5$ ata.

Deoarece la presiunea de 0,5 ata temperatura de fierbere a apei este de 80,9°C, rezultă că ridicarea punctului de fierbere căutat va fi:

$$\Delta t_{dep} = 86,2 - 80,9 = 5,3°C.$$

Exemplul 12. Să se calculeze creșterea temperaturii de fierbere produsă de efectul hidrostatic la evaporarea unei soluții cu densitatea de 1 100 kg/m³. Înălțimea totală a soluției în aparat este de 1 m. Evaporarea se face sub un vid de 0,6 at = $58,8 \cdot 10^3$ N/m² (v. fig. 5-1).

Rezolvare. Presiunea la suprafața soluției în condițiile date este $p_0 = 0,4$ ata = $39,2 \cdot 10^3$ N/m².

Stratul mijlociu al soluției, care se găsește la adîncimea de 0,5 m, suportă o presiune suplimentară de:

$$\Delta p = \rho g H_m = 1100 \cdot 0,5 \cdot 9,81 = 5,4 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2.$$

Deci, stratul mediu de soluție fierbe la o presiune de:

$$p = p_0 + \Delta p = 39,2 \cdot 10^3 + 5,4 \cdot 10^3 = 44,8 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2.$$

Din tabela pentru vapori de apă se găsește temperatura de fierbere a apei:

la $p_0 = 39,2 \cdot 10^3$ N/m² = 0,4 ata $\quad t_0 = 75,4°C$,

la $p = 44,8 \cdot 10^3$ N/m² = 0,455 ata $\quad t = 78,4°C$ (prin interpolare)

Deci, $\Delta t_{ef \cdot hidr.} = 78,4 - 75,4 = 3$ grd.

Exemplul 13. Să se determine scăderea de temperatură datorită rezistenței hidraulice în conducta care leagă al doilea și al treilea corp al unei instalații de evaporare. Vidul din corpul al doilea este de 0,6 at. Lungimea conductei este de 10 m, avînd trei coturi de 90° și un ventil. Diametrul conductei este de 200 mm, viteza aburului de 40 m/s, coeficientul de frecare $\lambda = 0,02$.

Rezolvare. Se determină rezistența hidraulică a conductei cu ajutorul formulelor din hidraulică (cap. I). La presiunea de 0,4 ata, densitatea aburului este $\rho = 0,246$ kg/m³ (v. tabela LVIII).

Rezistențele locale se exprimă sub formă de rezistență a unei porțiuni de conductă dreaptă cu lungime echivalentă.

Pentru coturi de 90°, $L_{ech} = 50\ d$, pentru ventile $L_{ech} = 75\ d$.

Deci:

$$\Delta p = \frac{0,246 \cdot 40^2}{2}\left[1 + \frac{0,02(10 + 3 \cdot 0,2 \cdot 50 + 0,2 \cdot 75)}{0,2}\right] = 1275 \text{ N/m}^2.$$

Este clar că presiunea aburului la intrarea în corpul al treilea va fi:

$$p_2 = p_1 - \Delta p = 39{,}2 \cdot 10^3 - 1{,}275 \cdot 10^3 \approx 37{,}9 \cdot 10^3 \ \text{N/m}^2.$$

Presiunii aburului $p_1 = 39{,}2 \cdot 10^3$ N/m², adică 0,4 ata, îi corespunde $t_1 = 75{,}4$°C (tabela LVIII). Presiunii aburului $p_2 = 37{,}9 \cdot 10^3$ N/m², adică 0,387 ata, îi corespunde $t_2 = 74{,}5$°C (prin interpolare).

Deci:

$$\Delta t_{rez.hidr.} = 75{,}4 - 74{,}5 = 0{,}9 \text{ grd.}$$

Exemplul 14. Ce cantitate de cristale se va separa într-un cristalizor la răcirea a 10 t soluție saturată de carbonat de potasiu de la 80 până la 35°C fără evaporarea de apă? Carbonatul de potasiu cristalizează cu două molecule de apă.

Rezolvare. Se utilizează formula (5-26). Din curba de solubilitate a carbonatului de potasiu (fig. XXIV) se găsește concentrația soluțiilor sale apoase:

$$\text{la } 80°\text{C} \ \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ 10 \ \frac{\text{mol } K_2CO_3}{1\,000 \text{ g apă}}$$

$$\text{la } 35°\text{C} \ \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ 8{,}15 \ \frac{\text{mol } K_2CO_3}{1\,000 \text{ g apă}}$$

Masa molară a K_2CO_3 este de 138 kg/kmol. Prin urmare:

$$x_{80°} = \frac{10 \cdot 138}{1\,000 + 10 \cdot 138} = 0{,}58 \text{ kg/kg},$$

$$x_{35°} = \frac{8{,}15 \cdot 138}{1\,000 + 8{,}15 \cdot 138} = 0{,}53 \text{ kg/kg},$$

$$\frac{M}{M_{crist}} = \frac{138}{174} = 0{,}793,$$

în care 174 este masa molară a $K_2CO_3 \cdot 2H_2O$.

Înlocuind aceste valori în formula (5-26), se găsește:

$$G_{cr} = \frac{10\,000(0{,}58 - 0{,}53)}{0{,}793 - 0{,}53} = 1\,900 \text{ kg}.$$

Exemplul 15. Să se determine cantitatea de căldură care trebuie îndepărtată dintr-un cristalizor cu funcționare continuă pentru a răci, de la 90 până la 40°C, 5 000 kg/h soluție apoasă de $NaNO_3$, care conține, la 90°C, 16 mol $NaNO_3$ la 1 000 g apă. Se va ține seama că, simultan cu răcirea soluției, din cristalizor se evaporă o cantitate de apă egală cu 3% din cantitatea de soluție.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Din curba solubilităţii $NaNO_3$ (fig. XXIV) se găseşte că soluţia saturată de $NaNO_3$ la 40°C conţine 12,3 mol/1 000 g apă. La răcirea soluţiei pînă la 40°C se va separa o cantitate de cristale [formula (5-25)]:

$$G_{cr} = \frac{G_1(x_2 - x_1) - Wx_2}{x_2 - x_{cr}} \qquad [kg/s].$$

Se recalculează concentraţiile:

$$x_1 = 16\,\frac{\text{mol } NaNO_3}{1\,000 \text{ g apă}} = \frac{16 \cdot 85}{1\,000 + 16 \cdot 85} = 0{,}576 \text{ kg/kg},$$

în care 85 este masa molară a $NaNO_3$;

$$x_2 = \frac{12{,}3 \cdot 85}{1\,000 + 12{,}3 \cdot 85} = 0{,}511 \text{ kg/kg};$$

$x_{cr} = 1$, deoarece $NaNO_3$ cristalizează sub formă anhidră.
Prin urmare:

$$G_{cr} = \frac{5\,000(0{,}511 - 0{,}576) - 0{,}03 \cdot 5\,000 \cdot 0{,}511}{3\,600(0{,}511 - 1)} = 0{,}229 \text{ kg/s}.$$

Cantitatea de căldură care trebuie eliminată se calculează cu formula:

$$Q = G_1 c(t_1 - t_2) + G_{cr} q - Wr,$$

în care:

W este cantitatea de apă care se evaporă, în kg/s;
r — căldura de vaporizare a apei, în J/kg.

Căldura de cristalizare a $NaNO_3$ se ia egală cu $21\,100.10^3$ J/kmol (v. tabela XXXVII).

Căldura specifică a soluţiei se determină cu ecuaţia (5-6), pentru care trebuie să se calculeze mai întîi căldura specifică a sării solide cu ajutorul ecuaţiei (5-8):

$$c = \frac{26{,}0 \cdot 10^3 + 26{,}0 \cdot 10^3 + 3 \cdot 16{,}8 \cdot 10^3}{85} = 1\,200 \text{ J/kg.grd}.$$

Căldura specifică a soluţiei ($x = 57{,}6\%$) este:

$$c_{sol} = 4\,190 \cdot 0{,}424 + 1\,200 \cdot 0{,}576 = 2\,470 \text{ J/kg.grd}.$$

Cantitatea de căldură eliminată va fi:

$$Q = \frac{5\,000}{3\,600} 2{,}47 \cdot 10^3(90 - 40) + 0{,}229\,\frac{21\,100 \cdot 10^3}{85} - \frac{0{,}03 \cdot 5\,000 \cdot 2\,346 \cdot 10^3}{3\,600} =$$

$$= 130\,000 \text{ W},$$

în care $2\,346 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de vaporizare a apei, la temperatura medie egală cu $\frac{90 + 40}{2} = 65$°C (v. tabela LIV).

Exemplul 16. În condițiile exemplului precedent să se determine suprafața de răcire necesară și consumul de apă în cristalizor. Coeficientul total de transmitere a căldurii se va lua egal cu 104,4 W/m².grd. Apa intră în mantaua de răcire la 15°C și iese la 20°C. Răcirea se face în contracurent.

Rezolvare. Suprafața de răcire se determină cu formula:

$$A = \frac{Q}{K\Delta t_m}.$$

În condițiile problemei, schema temperaturilor va fi:

$$90 \longrightarrow 40$$

$$20 \longleftarrow 15,$$

de unde:

$$\Delta t_m = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2{,}3 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 36{,}2°C.$$

Prin urmare:

$$A = \frac{130\,000}{104{,}4 \cdot 36{,}2} = 34{,}5 \text{ m}^2.$$

Consumul de apă va fi:

$$G_a = \frac{130\,000}{4{,}19 \cdot 10^3(20 - 15)} = 6{,}33 \text{ kg/s} = 22\,400 \text{ kg/h}.$$

PROBLEME

1. Să se calculeze consumul specific de abur saturat uscat la evaporarea apei la presiunea atmosferică (1 ata) și la un vid de 0,8 at. Presiunea aburului de încălzire este, în ambele cazuri, de 2 ata. Apa intră la evaporare: *a)* la temperatura de 15°C; *b)* preîncălzită pînă la temperatura de fierbere.

2. În condițiile problemei precedente, să se găsească raportul dintre suprafața de încălzire necesară la evaporarea apei la presiunea atmosferică și la un vid de 0,8 at. Coeficientul total de transmitere a căldurii se va considera identic în ambele cazuri.

3. Cum variază productivitatea unui evaporator, dacă pe pereții țevilor de încălzire se depune un strat de piatră cu grosimea de 0,5 mm? Coeficientul total de transmitere a căldurii K în cazul țevilor curate este de 1 390 W/m².grd. Conductivitatea termică a stratului de piatră este $\lambda = 1{,}16$ W/m.grd.

Scanned with OKEN Scanner

4. Productivitatea unui evaporator, încălzit cu abur ($p = 1{,}5$ at), trebuie mărită de la 1 200 pînă la 1 900 kg/h (în raport cu soluția diluată).

Evaporarea are loc la presiunea atmosferică, temperatura de fierbere a soluției în aparat este de 105°C, iar soluția se introduce în evaporator preîncălzită pînă la temperatura de fierbere. Să se determine presiunea pe care trebuie s-o aibă aburul de încălzire la intrarea în aparat. La rezolvarea problemei se va neglija pierderea de căldură, iar coeficientul total de transmitere a căldurii, ca și concentrația finală a soluției se vor considera neschimbate.

5. Cîtă apă trebuie evaporată din 1 500 kg soluție de clorură de potasiu, pentru a-i mări concentrația de la 8 pînă la 30% de masă?

6. Ce cantitate de apă trebuie evaporată dintr-un metru cub de acid sulfuric cu densitatea de 1 560 kg/m³ (65,2% de masă), pentru a obține un acid cu densitatea de 1 840 kg/m³ (98,7% de masă)? Ce volum va ocupa acidul concentrat obținut?

7. Într-un evaporator intră 1,4 t/h soluție de 9%, care se evaporă la presiunea atmosferică pînă la concentrația finală de 32% de masă. Soluția diluată intră în evaporator cu temperatura de 18°C. Temperatura de fierbere a soluției în aparat este de 105°C. Consumul de abur de încălzire ($p = 2$ at) este de 1 450 kg/h. Umiditatea aburului de încălzire este de 4,5%. Să se determine pierderea de căldură prin mantaua aparatului în mediul înconjurător.

8. Să se determine căldura specifică a unui amestec frigorific, format din 2 l apă, 8 kg gheață și 5 kg sare comestibilă.

9. O soluție este formată din 0,7 m³ acid sulfuric (100%), 400 kg sulfat de cupru ($CuSO_4 \cdot 5H_2O$) și 1,4 m³ apă. Să se determine: *a)* căldura specifică a soluției; *b)* cîte kilograme de abur ($p = 1$ at $= 98{,}1 \cdot 10^3$ N/m²) trebuie să se consume pentru a încălzi soluția de la 12 pînă la 58°C. Pierderile de căldură prin mantaua aparatului în timpul încălzirii soluției reprezintă 25 140 kJ.

10. Într-un evaporator se evaporă la presiunea atmosferică 2,69 t/h dintr-o soluție apoasă cu concentrația de 7%. Temperatura de fierbere a soluției în aparat este de 103°C. Temperatura inițială a soluției diluate este de 15°C. Presiunea aburului de încălzire este de 2 at. Suprafața de schimb de căldură a aparatului este de 52 m², coeficientul total de transmitere a căldurii, de 974,4 W/m².grd. Pierderile de căldură ale aparatului în mediul înconjurător reprezintă 110 000 kcal/h. Să se determine: *a)* concentrația finală a soluției evaporate; *b)* consumul de abur de încălzire, care are 5% umiditate.

11. Într-un evaporator cu o suprafață de schimb de căldură de 30 m², care funcționează la presiunea atmosferică, se concentrează continuu o soluție de clorură de potasiu de la 9,5 pînă la 26,6% de masă. Temperatura inițială a soluției este de 18°C. Presiunea aburului de încălzire este de 2 at. Inițial, capacitatea de producție a aparatului a fost de 900 kg/h (soluție diluată), dar a scăzut după un timp oarecare pînă la 500 kg/h, datorită stratului de piatră depus. Neglijînd pierderile de căldură ale aparatului în mediul

Scanned with OKEN Scanner

înconjurător, să se determine grosimea stratului de piatră format, considerînd că acesta are $\lambda = 1{,}4$ W/m.grd. Efectul hidrostatic se va neglija.

12. În condițiile exemplului 10 (pag.326), să se determine consumul de energie la evacuarea aburului secundar cu o pompă de vid și la evacuarea condensatului, dacă vidul din aparat este de 0,95 at.

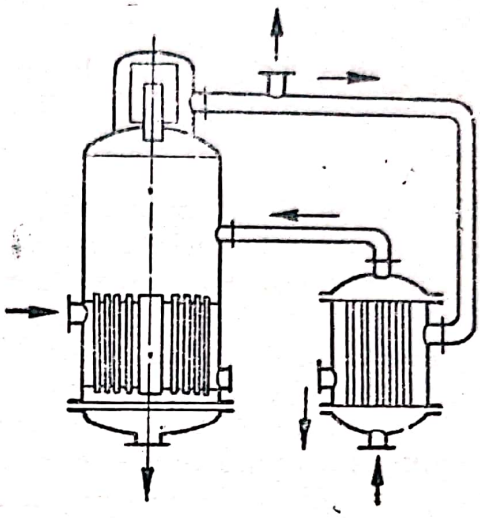


Fig. 5-4. (La problema 13).

13. Într-o instalație de evaporare continuă cu un singur corp, care funcționează la presiunea atmosferică (1 ata), se introduce o soluție de 12,5% de sulfat de amoniu, pentru a fi concentrată pînă la 30,6% de masă. Cantitatea de soluție concentrată care iese din aparat este de 800 kg/h. Înainte de a intra în evaporator, soluția diluată se preîncălzește într-un schimbător de căldură de la 24 pînă la 80°C, cu ajutorul aburului secundar. Restul aburului secundar se folosește la încălzirea altor aparate de fabricație (fig. 5-4). Pierderile de căldură ale evaporatorului reprezintă 6% din cantitatea de căldură utilă, adică din suma $(Q_{inc} + Q_{ev})$; $\Delta t_{ef.hidr.} + \Delta t_{rez.hidr.} = 3$ grd. Să se determine: *a)* consumul de abur de încălzire ($p = 2$ at), considerînd umiditatea lui de 5%; *b)* cantitatea de abur secundar preluat pentru încălzirea aparatelor de fabricație; *c)* suprafața de schimb de căldură a preîncălzitorului, considerînd mărimea coeficientului total de transmitere a căldurii din el $K = 696$ W/m².grd.

14. La presiunea atmosferică difenilul $(C_6H_5)_2$ fierbe la 255°C. Să se calculeze căldura de vaporizare și căldura specifică a difenilului lichid.

15. O soluție apoasă care conține 48% hidroxid de sodiu fierbe la presiunea de 760 mm Hg, la temperatura de 140°C, iar la presiunea de 0,2 ata, la temperatura de 99°C. Să se determine căldura de vaporizare a apei din această soluție la presiunea de 0,8 ata și căldura specifică a soluției.

16. Să se determine temperatura de fierbere a brombenzenului la presiunea de 0,1 ata, folosind diagrama liniarității și nomograma din figura XVIII.

Scanned with OKEN Scanner

Să se determine, de asemenea, căldura de vaporizare a brombenzenului la această presiune.

17. Să se determine presiunea vaporilor saturați de benzaldehidă la temperatura de 120°C, utilizînd diagrama liniarității.

18. Să se calculeze creșterea temperaturii de fierbere la presiunea de 0,4 ata a unei soluții apoase care conține 42,5% azotat de amoniu.

19. Să se calculeze căderea de temperatură datorită efectului hidrostatic la evaporarea unei soluții cu densitatea de 1 200 kg/m³, dacă înălțimea stratului de lichid în aparat este de 2 m (la rece), iar vidul de 0,6 at.

20. Cantitatea de 2 200 kg/h soluție apoasă diluată cu concentrația de 7% de masă, se evaporă pînă la o concentrație de 24% într-un evaporator, din care aburul secundar este trecut să se condenseze la presiunea atmosferică. Soluția diluată se introduce în aparat la 19°C. Căderea de temperatură se datorește: depresiunii 3,5°, efectului hidrostatic 1,5°, rezistenței hidraulice 1,0°. Presiunea aburului de încălzire este de 2 at. Coeficientul total de transmitere a căldurii este de 1 067 W/m².grd. Să se determine suprafața de schimb de căldură a aparatului și consumul de abur de încălzire, considerînd că pierderile de căldură în mediul înconjurător reprezintă 8% din suma $(Q_{inc} + Q_{ev})$, iar umiditatea aburului este de 5%.

21. Cum variază capacitatea unui evaporator care funcționează la presiunea atmosferică și este încălzit cu abur avînd $p = 1{,}2$ at, dacă în aparat se face un vid de 0,7 at, iar încălzirea se face cu abur avînd $p = 0{,}6$ at? Efectul hidrostatic al stratului mediu $\Delta p_{ef \cdot hidr.} = 98{,}1$ kN/m²; depresiunea de temperatură este de 4°. În ambele cazuri, soluția intră în evaporator preîncălzită pînă la temperatura de fierbere. Coeficientul total de transmitere a căldurii se consideră neschimbat. Pierderile de căldură se vor neglija.

22. Într-un aparat de evaporare se concentrează o soluție apoasă de la 14 la 30% de masă. Aburul de încălzire are presiunea de 0,9 ata. Diferența utilă de temperatură este de 11,2 grd. Să se determine debitul orar de soluție diluată care intră în aparat, dacă suprafața de schimb de căldură este de 40 m², iar coeficientul total de transmitere a căldurii este de 700 W/m².grd. Soluția diluată intră în aparat încălzită la temperatura de fierbere. Pierderile de căldură se neglijează.

23. Să se determine consumul de abur de încălzire ($p = 2$ ata) și suprafața de încălzire a unui evaporator în care se concentrează 1,6 t/h soluție de hidroxid de sodiu de la 10 pînă la 40% de masă. Soluția diluată intră în evaporator la 30°C. Diferența utilă de temperatură este de 12°C. Coeficientul total de transmitere a căldurii este de 1 044 W/m².grd. Pierderile de căldură se vor considera de 6% din cantitatea de căldură utilă consumată $(Q_{inc} + Q_{ev})$

24. O soluție de carbonat de potasiu se concentrează de la 8 pînă la 36% de masă într-un evaporator în care este un vid de 0,2 at. Cantitatea inițială

Scanned with OKEN Scanner

de soluţie este de 1 500 kg/h. Să se determine cantitatea de apă introdusă: *a)* într-un condensator barometric; *b)* într-un condensator de suprafaţă, considerînd că temperatura condensatului care iese, este cu 5° mai scăzută decît temperatura de condensare. Apa se încălzeşte în ambele cazuri de la 15 pînă la 35°C.

25. Într-un evaporator (fig. 5-5) se concentrează o soluţie apoasă de la 13 pînă la 38% de masă, sub un vid de 600 mm Hg. Consumul de apă de răcire în condensatorul barometric este de 40 m³/h, apa încălzindu-se de la

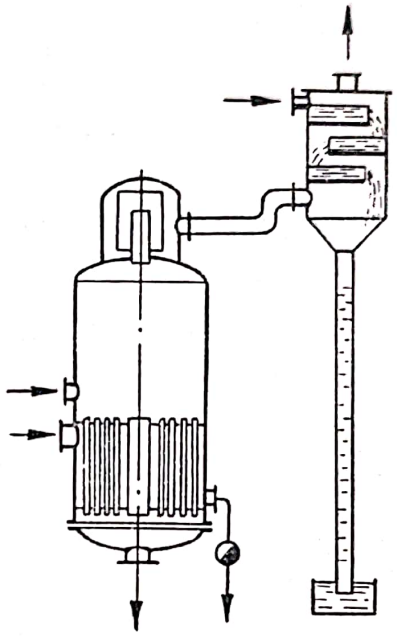


Fig. 5-5. (La problema 25).

14 pînă la 30°C. Să se determine capacitatea orară a evaporatorului raportată la soluţia diluată şi la soluţia concentrată. Pierderile de presiune datorită rezistenţelor hidraulice şi depresiunea de temperatură se vor neglija. Presiunea atmosferică este de 747 mm Hg.

26. Un evaporator lucrează sub un vid de 0,7 at. Cantitatea de soluţie apoasă diluată, cu concentraţia de 12% de masă, care intră în evaporator, este de 2,4 t/h. Concentraţia finală a soluţiei este de 32%. În condensatorul barometric se introduc 38,6 m³/h apă rece, cu temperatura de 12°C. Să se determine temperatura apei la ieşirea din condensatorul barometric. Rezistenţa hidraulică şi depresiunea de temperatură se vor neglija.

27. Într-o baterie de evaporatoare cu trei corpuri, care funcţionează în echicurent (fig. 5-6), se concentrează 1300 kg/h soluţie apoasă cu concentraţia iniţială de 9% de masă pînă la concentraţia finală de 43%. Să se calculeze concentraţia soluţiei în fiecare corp, ştiind că în fiecare corp următor se evaporă cu 10% mai multă apă decît în corpul precedent.

Scanned with OKEN Scanner

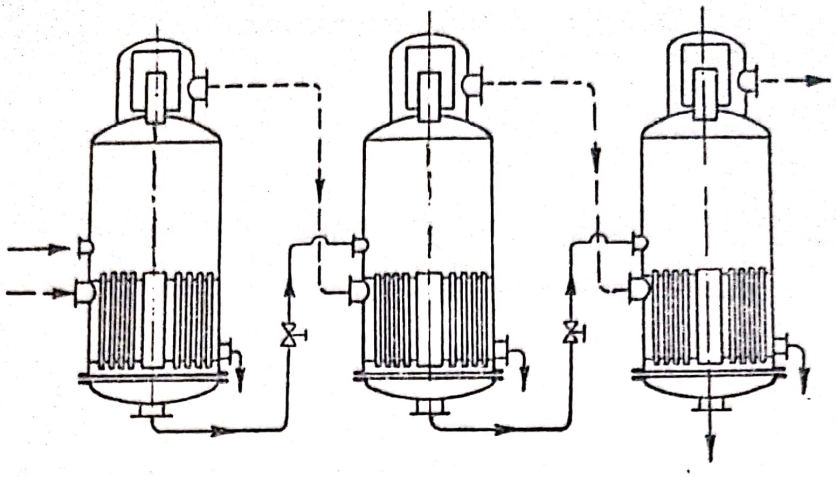


Fig. 5-6. (La problema 27).

28. Care este numărul limită de corpuri pe care îl poate avea o instalație de evaporare cu mai multe corpuri, dacă presiunea aburului de încălzire în primul corp este de 2,3 at, iar presiunea reziduală în condensator, de 147 mm Hg? Suma pierderilor de temperatură în toate corpurile se consideră $\Sigma\Delta t_{pierd} = 41°C$. Diferența de temperatură utilă în fiecare corp nu trebuie să fie mai mică de 8°C.

29. Într-o baterie de evaporare cu două corpuri se concentrează 1 000 kg/h soluție apoasă, cu concentrația inițială de 10% de masă. Concentrația finală a soluției în corpul I este de 15%, iar în corpul II — 30%. Temperatura de fierbere în corpul I este de 108°C, iar în corpul II: 95°C. Să se determine cantitatea de apă evaporată în corpul II prin autoevaporare și ce procent reprezintă aceasta din cantitatea totală de apă care se evaporă în corpul II.

30. Într-o baterie de evaporare cu două corpuri, care funcționează în echicurent, intră 1 000 kg/h soluție apoasă diluată, cu concentrația de 8% de masă. Concentrația soluției la ieșirea din corpul I este de 12% de masă. În corpul I evaporarea se face la 105°C și la presiunea de $98{,}1 \cdot 10^3$ N/m², adică 1 ata, iar în corpul II — la 78°C și la o presiune de 0,3 ata. Să se determine care este concentrația finală pînă la care se evaporă soluția în corpul II, dacă aburul secundar din corpul I se utilizează complet pentru încălzirea corpului II (nu există preluare de abur suplimentar). Pierderile de căldură se vor neglija.

31. În corpul II al unei baterii de evaporare cu două corpuri, care funcționează în echicurent, fără preluare de abur suplimentar, intră, din corpul I, 500 kg/h soluție apoasă cu concentrația de 16%. Temperatura de fierbere în corpul I este de 108°C (iar presiunea-atmosferică); în corpul II, $t_{fierb} = 90°C$. Soluția concentrată care iese din corpul II cu concentrația de 28% de masă este folosită într-un schimbător de căldură în contracurent pentru preîncălzirea soluției diluate, care intră în primul evaporator.

Scanned with OKEN Scanner

Neglijînd pierderile de căldură, să se determine: *a)* concentrația soluției diluate, care intră în primul evaporator; *b)* cu cîte grade se va preîncălzi soluția diluată în schimbătorul de căldură, dacă soluția concentrată iese din schimbător cu temperatura de 32°C. Căldura de vaporizare se va considera la fel ca pentru apă curată; căldura specifică a soluției concentrate este de $3{,}35 \cdot 10^3$ J/kg.grd.

32. Într-o instalație de evaporare cu două corpuri, care funcționează în echicurent, intră 1 000 kg/h soluție apoasă diluată. Concentrația inițială a soluției este de 8% de masă, iar concentrația finală — 30%. În corpul I evaporarea se face la presiunea de 1 ata și la temperatura de 110°C, iar în corpul II, la presiunea de 0,3 ata și la temperatura de 80°C. Debitul aburului secundar din corpul I este de 400 kg/h. O parte din acest abur (fig. 5-7) se

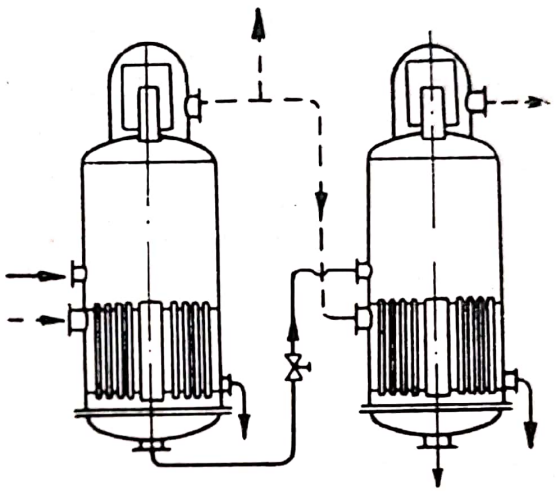


Fig. 5-7. (La problema 32).

folosește pentru alte scopuri (abur suplimentar). Neglijînd pierderile de căldură, să se determine cantitatea maximă de abur suplimentar care se poate folosi pentru alte scopuri.

33. Într-o instalație de evaporare cu un singur corp (fig. 5-8) care funcționează cu pompă de căldură (aburul secundar este comprimat într-un

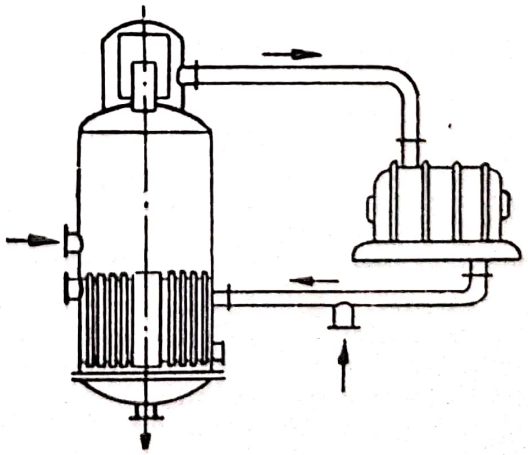


Fig. 5-8 (La problema 33).

Scanned with OKEN Scanner

turbocompresor), intră o soluţie apoasă diluată, cu concentraţia de 5% de masă. Din aparat ies 550 kg/h soluţie, cu concentraţia de 15% de masă. Depresia de temperatură este de 2,5°C. Turbocompresorul comprimă aburul secundar de la 1 la 2 ata. Pierderile de căldură reprezintă 5% din $(Q_{inc} + Q_{ev})$. Temperatura iniţială a soluţiei diluate este de 70°C. Să se determine: *a)* cantitatea de abur de încălzire care trebuie adăugată; *b)* ce putere consumă turbocompresorul, dacă randamentul lui total este de 0,72?

34. La ce temperatură trebuie să se răcească o soluţie apoasă fierbinte de 40% de masă KNO_3, pentru ca, după răcire şi separarea cristalelor, concentraţia leşiei-mamă să fie de două ori mai mică decît cea iniţială?

35. Cîte kilograme de cristale se separă la răcirea de la 30 pînă la 15°C a 4,2 t soluţie de Na_2CO_3 care conţine 2,5 mol sare la 1 000 g apă? Sarea cristalizează cu 10 molecule de apă.

36. Să se determine suprafaţa de răcire pe care trebuie s-o aibă un cristalizor în contracurent, în care se răcesc, de la 85 pînă la 35°C, 10 000 kg/h soluţie care conţine 7,0 mol $(NH_4)_2SO_4$ la 1 000 g apă. În timpul răcirii se evaporă o cantitate de apă de 5% din masa soluţiei. Coeficientul total de transmitere a căldurii este de 127 W/m² grd. Apa de răcire se încălzeşte de la 13 pînă la 24°C. Să se determine, de asemenea, consumul de apă de răcire.

EXEMPLU DE CALCUL AL UNEI INSTALAŢII DE EVAPORARE CU TREI CORPURI

Să se calculeze o instalaţie de evaporare cu trei corpuri pentru concentrarea continuă a 5 t/h soluţie apoasă de 12% de $NaNO_3$. Concentraţia finală a soluţiei este de 40% de masă. Schema de evaporare este în curent paralel. Soluţia intră în evaporator preîncălzită pînă la temperatura de fierbere. Presiunea iniţială a aburului de încălzire este de 4 ata, $t = 143$°C. Vidul din condensatorul barometric este de 0,8 at.

Rezolvare *. Se schiţează schema instalaţiei şi, pe măsura rezolvării, datele găsite se trec pe desen (v. fig. 5-9).

1. Cantitatea de apă evaporată în cele trei corpuri ale instalaţiei este:

$$W = \frac{5\,000}{3\,600}\left(1 - \frac{12}{40}\right) = 0{,}97 \text{ kg/s} = 3\,500 \text{ kg/h}.$$

2. Repartizarea încărcării pe corpuri.

Repartizarea se face pe baza datelor practice.

* În literatură există o serie de metode de calcul a instalaţiilor de evaporare cu mai multe corpuri. Fiecare metodă se bazează însă pe anumite presupuneri, care micşorează exactitatea rezultatului final. Una dintre metodele de calcul cele mai simple este cea dată în exemplul de mai sus [N. A. Uşatinskii, Him. Maş., nr. 2 (1937)].

Scanned with OKEN Scanner

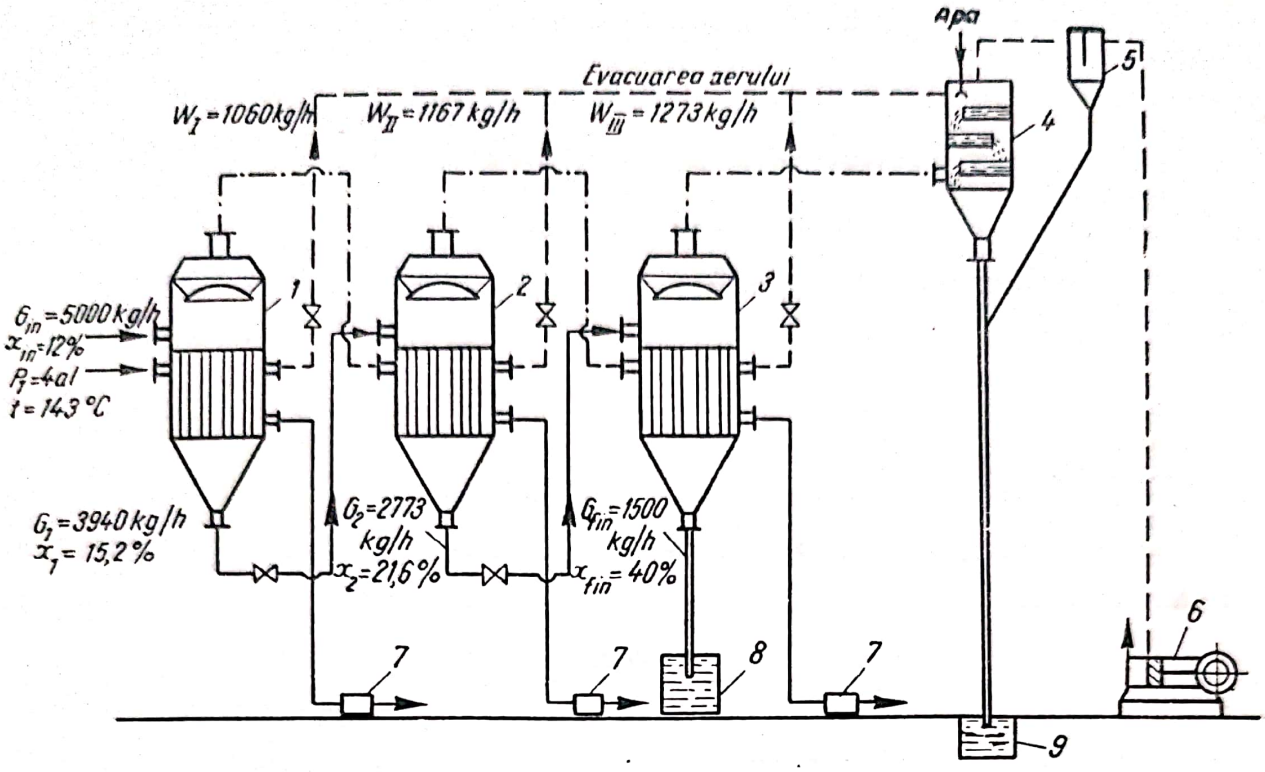


Fig. 5-9. Schema unei instalaţii de evaporare cu trei corpuri:

1, 2, 3 — evaporare; *4* — condensator barometric; *5* — separator de picături; *6* — pompă de vid; *7* — oală de condensare; *8* — rezervor de soluţie concentrată; *9* — închidere barometrică.

Se consideră următoarele raporturi între cantităţile de apă evaporate în cele trei corpuri.

$$\text{I} : \text{II} : \text{III} = 1{,}0 : 1{,}1 : 1{,}2.$$

Prin urmare, cantitatea de apă evaporată (în kg/h) este:

— în corpul I: $W_{\text{I}} = \dfrac{3\,500 \cdot 1}{3\,600(1 + 1{,}1 + 1{,}2)} = 0{,}295$ kg/s $= 1\,060$ kg/h;

— în corpul II: $W_{\text{II}} = \dfrac{3\,500 \cdot 1{,}1}{3\,600 \cdot 3{,}3} = 0{,}324$ kg/s $= 1\,167$ kg/h;

— în corpul III: $W_{\text{III}} = \dfrac{3\,500 \cdot 1{,}2}{3\,600 \cdot 3{,}3} = 0{,}351$ kg/s $= 1\,273$ kg/h.

Total $W = 0{,}97$ kg/s $= 3\,500$ kg/h.

3. Calculul concentraţiei soluţiei în fiecare corp.

Corpul I.

Concentraţia iniţială a soluţiei $x_{in} = 12\%$ (din datele problemei). Din corpul I trece în corpul II o cantitate de soluţie:

$$G_1 = G_{in} - W_{\text{I}} = \frac{5 \cdot 1\,000}{3\,600} - 0{,}295 = 1{,}09 \text{ kg/s} = 3\,940 \text{ kg/h}.$$

Este clar că concentraţia finală a soluţiei din corpul I este egală cu concentraţia iniţială din corpul II, şi anume:

$$x_1 = \frac{G_{in}x_{in}}{G_{in} - W_I} = \frac{1{,}39 \cdot 12}{1{,}39 - 0{,}295} = 15{,}2\%.$$

Corpul II.
Din corpul II trece în corpul III o cantitate de soluţie:

$$G_2 = G_{in} - W_I - W_{II} = 1{,}39 - 0{,}295 - 0{,}324 = 0{,}77 \text{ kg/s} = 2773 \text{ kg/h},$$

cu concentraţia:

$$x_2 = \frac{1{,}39 \cdot 12}{0{,}771} = 21{,}6\%.$$

Corpul III.
Cantitatea de soluţie concentrată care iese din corpul III este:

$$G_{fin} = G_{in} - W = 1{,}39 - 0{,}97 = 0{,}42 \text{ kg/s} = 1\,500 \text{ kg/h},$$

cu concentraţia:

$$x_{fin} = \frac{1{,}39 \cdot 12}{0{,}42} = 40\%,$$

ceea ce corespunde datelor problemei.

4. Repartizarea căderii de presiune în fiecare corp.
Diferenţa între presiunea aburului de încălzire (de la cazan) şi a aburului rezultat din soluţie (secundar) din ultimul corp este:

$$\Delta p = 392 \cdot 10^3 - 19{,}6 \cdot 10^3 = 372{,}4 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2 \text{ sau } 3{,}8 \text{ at}.$$

Repartizarea căderii de presiune se face la început uniform, adică în fiecare corp va fi:

$$\Delta p = \frac{372{,}4 \cdot 10^3}{3} \approx 124{,}1 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2 \text{ sau } 1{,}27 \text{ at};$$

În acest caz presiunea absolută în fiecare corp va fi:
— în corpul III $p_3 = 19{,}6 \cdot 10^3$ N/m², adică 0,2 ata (dată);
— în corpul II $p_2 = 19{,}6 \cdot 10^3 + 124{,}1 \cdot 10^3 = 143{,}7$ N/m², adică 1,47 ata;
— în corpul I $p_1 = 143{,}7 \cdot 10^3 + 124{,}1 \cdot 10^3 = 267{,}8$ N/m², adică 2,74 ata.
Presiunea aburului de încălzire este:

$$p = 267{,}8 \cdot 10^3 + 124{,}1 \cdot 10^3 \approx 392 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2, \text{ adică } 4 \text{ ata}.$$

Din tabelele pentru abur se găsesc temperaturile aburului saturat şi căldurile latente de vaporizare corespunzătoare presiunilor admise în corpuri:

Corpul	Temperatura aburului saturat, °C	Căldura latentă de evaporare	
		J/kg	kcal/kg
I	130	$2\,179 \cdot 10^3$	520
II	110	$2\,233 \cdot 10^3$	533
III	60	$2\,359 \cdot 10^3$	563
Abur de la cazan	143	$2\,141 \cdot 10^3$	511

Scanned with OKEN Scanner

Aburul secundar din fiecare corp va avea aceeaşi temperatură ca şi aburul saturat (temperaturile de condensare).

5. Calculul căderilor de temperatură în corpuri.

Datorită depresiunii.

În tabela (v., de exemplu, tabela XXXVI), se găsesc temperaturile de fierbere ale soluţiei de $NaNO_3$ la presiunea atmosferică:

Corpul	Concentraţia, %$NaNO_3$	Temperatura de fierbere, °C	Creşterea temperaturii, °C
I	15,2	~102	2,0
II	21,6	103	3,0
III	40,0	107	7,0

Pentru simplificarea calculului, nu se mai face un calcul exact al creşterii de temperatură (în legătură cu variaţia presiunii în corpuri), deoarece relaţia dintre temperaturile de fierbere a soluţiei şi a solventului pur este liniară.

Deci, în cele trei corpuri:

$$\Delta t_{dep} = 2 + 3 + 7 = 12°C.$$

Datorită efectului hidrostatic.

Distanţa de la nivelul superior al lichidului din aparat pînă la mijlocul suprafeţei de încălzire udată de lichid H_m se consideră egală cu 0,4 m. Din tabele se găsesc densităţile soluţiei a 100°C (după *Manualul enciclopediei tehnice*):

Corpul	Concentraţia, %$NaNO_3$	Densitatea kg/m³
I	15,2	1 056
II	21,6	1 102
III	40,0	1 255

Deci creşterea presiunii hidrostatice în primul corp este:

$$\Delta p = 0{,}4 \cdot 1056 \cdot 9{,}81 = 4144 \text{ N/m}^2, \text{ adică } 0{,}0422 \text{ at},$$

adică presiunea în stratul mijlociu va fi:

$$p_2 = p_1 + \Delta p = 267{,}8 \cdot 10^3 + 4{,}14 \cdot 10^3 = 272 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2, \text{ adică } 2{,}78 \text{ ata}.$$

Temperatura de fierbere a apei la presiunea p_1 este de 130,93°C, iar la p_2 — 131,52°C. În acest caz:

$$\Delta t_{ef \cdot hidr} = t_2 - t_1 = 131{,}52 - 130{,}93 = 0{,}95°C.$$

Prin calcule identice se găsesc pierderile de temperatură datorite efectului hidrostatic:

în corpul II .....0,96°C
în corpul III .....5,32°C.

În cele trei corpuri, suma efectelor hidrostatice va fi:

$$\Delta t_{ef \cdot hidr} = 0{,}59 + 0{,}96 + 5{,}32 = 6{,}87°C.$$

Datorită rezistenţelor hidraulice.

Diferenţa de temperatură pierdută în fiecare interval dintre corpuri se consideră de 1°C. În total sînt trei intervale (I-II, II-III, III — condensator), deci:

$$\Delta t_{rez \cdot hidr} = 3 \cdot 1 = 3°C.$$

Suma tuturor pierderilor de temperatură pentru întreaga baterie va fi:

$$\Sigma \Delta t_{pierd} = 12 + 6{,}87 + 3 = 21{,}87°C.$$

6. Diferenţa utilă de temperatură.

Diferenţa totală de temperatură este de 143 — 60 = 83°C, deci diferenţa utilă de temperatură va fi:

$$\Delta t_{util} = 83 - 21{,}87 = 61{,}13°C.$$

7. Determinarea temperaturilor de fierbere a soluţiilor în corpuri.

Se utilizează ecuaţia:

$$t_{fierb} = t_{abur \cdot sec} + \Delta t_{dep} + \Delta t_{ef \cdot hidr} + \Delta t_{rez \cdot hidr}.$$

Atunci:

— în corpul III $t_3 = 60 + 7 + 5{,}32 + 1 \approx 73°C$;
— în corpul II $t_2 = 110 + 3 + 0{,}96 + 1 \approx 115°C$;
— în corpul I $t_1 = 130 + 2 + 0{,}96 + 1 = 134°C$.

8. Calculul coeficienţilor totali de transmitere a căldurii în corpuri.

Pentru temperaturile de fierbere găsite şi pentru concentraţiile medii ale soluţiilor în corpuri se găsesc în tabele constantele de calcul necesare — caracteristicile fizice ale soluţiilor (densitatea, conductivitatea termică, căldura specifică şi viscozitatea). Apoi se alege un diametru al ţevilor (de obicei, 25—50 mm) şi lungimea lor (după tipul aparatului de evaporare, de exemplu, $l = 1{,}25 - 1{,}5$ m).

Cu aceste date se calculează coeficienţii parţiali de transmitere a căldurii pentru aburul care condensează şi pentru soluţia care fierbe şi coeficientul total de transmitere a căldurii (exemple de astfel de calcule sînt date în capitolul IV). Totodată se consideră un strat de piatră de circa 0,5 mm.

Pe baza calculelor de mai sus se obţin următoarele valori:

pentru corpul I	$K_1 = 1705$ W/m².grd
pentru corpul II	$K_2 = 986$ W/m².grd
pentru corpul III	$K_3 = 580$ W/m².grd

În mod orientativ, raportul coeficienţilor totali de transmitere a căldurii pentru soluţiile apoase de săruri din cele trei corpuri $K_1 : K_2 : K_3 = 1 : 0{,}58 : 0{,}34$.

9. Întocmirea bilanţurilor termice pe corpuri (neglijînd pierderile de căldură).

Corpul I.

Conform datelor din problemă, soluţia intră la evaporare în stare preîncălzită pînă la temperatura de fierbere.

În acest caz, căldura necesară în corpul I este:

$$Q_I = W_1 r_1 = 0{,}295 \cdot 2179 \cdot 10^3 = 643\,000 \text{ W} = 552\,000 \text{ kcal/h}.$$

Corpul II.

Soluţia intră supraîncălzită în al doilea corp, deci în bilanţul termic termenul Q_{inc} (căldura de autoevaporare) se consideră negativ şi consumul de căldură va fi:

$$Q_{II} = W_{II} r_2 - G_1 c_1 (t_1 - t_2) = 0{,}324 \cdot 2233{,}0 \cdot 10^3 - 1{,}09 \cdot 3{,}69 \cdot 10^3 \times$$

$$\times (134 - 115) = 647\,000 \text{ W} = 557\,100 \text{ kcal/h}.$$

După cum s-a găsit mai sus, această cantitate de căldură este dată de aburul secundar din corpul I la condensare (diferenţa $< 1\%$).

Scanned with OKEN Scanner

Corpul III.
Căldura consumată este:

$$Q_{III} = W_{III} r_3 - G_2 c_2 (t_2 - t_3) = 0{,}351 \cdot 2350 \cdot 10^3 - 0{,}771 \cdot 3{,}43 \cdot 10^3 \times (115 - 73) = 722\,000 \text{ W}.$$

Aburul secundar din corpul II dă la condensare o cantitate de căldură (căldura intrată) egală cu:

$$Q'_{III} = 0{,}324 \cdot 2\,280 \cdot 10^3 = 724\,000 \text{ W}.$$

10. Consumul de abur de încălzire în corpul I este:

$$D = \frac{643\,000}{2\,140 \cdot 10^3} = 0{,}3 \text{ kg/s} = 1\,080 \text{ kg/h}.$$

Consumul specific de abur este:

$$d = \frac{0{,}3}{0{,}97} = 0{,}31 \text{ kg/kg}.$$

11. Repartizarea diferenței utile de temperatură pe corpuri.
Repartizarea finală a diferenței utile de temperatură pe corpuri se face pentru două variante: 1) pentru cazul suprafeței minime și 2) pentru cazul suprafețelor egale, adică proporțional cu $\sqrt{\frac{Q}{K}}$ și proporțional cu $\frac{Q}{K}$.

Se calculează factorii de proporționalitate:

	$\frac{Q}{K}$	$\sqrt{\frac{Q}{K}}$
— pentru corpul I: $\frac{643\,000}{1\,705} = 376$	sau 0,376	0,612
— pentru corpul II: $\frac{647\,000}{986} = 656$	sau 0,656	0,809
— pentru corpul III: $\frac{722\,000}{580} = 1\,242$	sau 1,242	1,114
	$\sum \frac{Q}{K} = 2{,}274$;	$\sum \sqrt{\frac{Q}{K}} = 2{,}535$

Diferențele utile de temperatură în corpuri sînt:

Varianta suprafeței totale minime	Varianta suprafețelor egale
$\Delta t_1 = \frac{61{,}13 \cdot 0{,}612}{2{,}535} = 14{,}8°C$	$\Delta t_1 = \frac{61{,}13 \cdot 0{,}376}{2{,}274} = 10{,}1°C$
$\Delta t_2 = \frac{61{,}13 \cdot 0{,}809}{2{,}535} = 19{,}5°C$	$\Delta t_2 = \frac{61{,}13 \cdot 0{,}656}{2{,}274} = 17{,}6°C$
$\Delta t_3 = \frac{61{,}13 \cdot 1{,}114}{2{,}535} = 26{,}8°C$	$\Delta t_3 = \frac{61{,}13 \cdot 1{,}242}{2{,}274} = 33{,}4°C$
Verificare: $\sum \Delta t = 61{,}1°C$	Verificare: $\sum \Delta t = 61{,}1°C$

Scanned with OKEN Scanner

12. Determinarea suprafeţei de încălzire.

Varianta suprafeţei totale minime	Varianta suprafeţelor egale
$A_1 = \frac{643\,000}{1\,705 \cdot 14{,}8} = 25{,}3\ m^2$	$A_1 = \frac{643\,000}{1\,705 \cdot 10{,}1} = 37{,}2\ m^2$
$A_2 = \frac{647\,000}{986 \cdot 19{,}5} = 33{,}6\ m^2$	$A_2 = \frac{647\,000}{986 \cdot 17{,}6} = 37{,}2\ m^2$
$A_3 = \frac{722\,000}{580 \cdot 26{,}8} = 46{,}5\ m^2$	$A_3 = \frac{722\,000}{580 \cdot 33{,}4} = 37{,}2\ m^2$
$\Sigma A = 105{,}4\ m^2$	$\Sigma A = 111{,}6\ m^2$

Prin urmare, la calculul variantei cu suprafeţe egale ale corpurilor, suprafaţa totală de încălzire este numai cu 6% mai mare.

De aceea se consideră varianta suprafeţelor egale, deoarece instalaţia are aparate de un singur tip.

Se verifică temperatura aburului secundar şi presiunile în corpuri:

Corpul	Temperatura de fierbere, °C	Temperatura aburului secundar (temperatura de condensare), °C	Presiunea p	
			N/m²	ata
I	143 — 10,1 = 132,9	132,9 — 3,59 = 129,3	$265{,}0 \cdot 10^3$	2,7
II	129,3 — 17,6 = 111,7	111,7 — 4,96 = 106,7	$128{,}5 \cdot 10^3$	1,31
III	106,7 — 33,4 = 73,3	73,3 — 13,32 = 60	$19{,}6 \cdot 10^3$	0,2

După efectuarea acestui calcul, este necesar ca, pornind de la suprafeţele corpurilor găsite, să se facă un calcul mai exact al instalaţiei, ţinînd seama de pierderile de căldură în mediul înconjurător şi de repartiţia oarecum schimbată a temperaturilor şi presiunilor din corpuri.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul VI

USCAREA

În acest capitol se dau cîteva probleme de statică și cinetică a uscării, legate de determinarea: 1) debitului de agent de uscare, 2) consumului de căldură, 3) duratei de uscare și 4) dimensiunilor principale ale uscătoarelor și instalațiilor anexe. Afară de aceasta sînt date exemple de calcul a unei camere de uscare cu recirculare de aer, a unui uscător cu valțuri, a unui uscător tambur încălzit cu gaze, a unui dulap uscător cu vid și, de asemenea, a unui uscător în strat fluidizat cu acțiune discontinuă și continuă.

Problemele de statică a uscării trebuie rezolvate mai ales cu ajutorul diagramei lui Ramzin (fig. 6-1, *a* și *b* — v. anexa).

FORMULE DE CALCUL

1. Umiditatea materialului se poate exprima fie în procente din masa totală w, fie în procente din masa materialului uscat w'. Aceste mărimi sînt legate prin raportul:

$$w' = \frac{100\,w}{100 - w} \quad \text{și} \quad w = \frac{100\,w'}{100 + w'}. \tag{6-1}$$

2. Cantitatea de umiditate W care trebuie îndepărtată în procesul de uscare la micșorarea umidității materialului de la w_1 pînă la w_2 (în procente din masa totală) este:

$$W = G_i \frac{w_i - w_f}{100 - w_f} \quad \text{sau} \quad W = G_f \frac{w_i - w_f}{100 - w_i}, \tag{6-2}$$

în care:

G_i este masa inițială a materialului umed;
G_f — masa materialului uscat.

Dacă conținutul în umiditate al materialului este dat în procente din masa materialului uscat w', atunci:

$$W = G_{usc}\,\frac{w'_i - w'_f}{100}, \qquad (6\text{-}2,\ a)$$

în care G_{usc} este capacitatea uscătorului, raportată la materialul absolut uscat.

3. Conținutul de umiditate al unui amestec de vapori și gaz este dat de:

$$x = \frac{M_v}{M_g}\cdot\frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi p_{sat}}, \qquad (6\text{-}3)$$

în care:

M_g și M_v sînt masele molare ale gazului și vaporilor;
φ — umiditatea relativă a gazului;
P — presiunea totală a amestecului de vapori și gaz, în mm Hg, kgf/m² sau N/m²;
p_{sat} — presiunea vaporilor saturați la P și t (dimensiunea este aceeași ca la P).

Conținutul în umiditate al aerului este:

$$x = 0{,}622\,\frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi p_{sat}} \qquad \text{[kg/kg aer uscat]} \qquad (6\text{-}3,\ a)$$

în care 0,622 este raportul maselor molare ale vaporilor de apă și aerului.

4. Entalpia aerului este:

$$I = (1{,}01\cdot 10^3 + 1{,}97\cdot 10^3 x)t + 2\,493\cdot 10^3 x \qquad \text{[J/kg aer uscat]} \qquad (6\text{-}4)$$

$$I = (0{,}24 + 0{,}47x)t + 595x \qquad \text{[kcal/kgf aer uscat]}$$

în care:

x este conținutul în umiditate a aerului, în kg/kg aer uscat;
t — temperatura aerului, în °C.

5. Conținutul în umiditate al amestecului de aer, care constă din aer din mediul înconjurător cu conținutul în umiditate x_0 și din aer epuizat (care iese din uscător) cu conținutul în umiditate x_2, se calculează cu ecuația:

$$x_{am} = mx_0 + (1 - m)x_2 \qquad \text{[kg/kg aer uscat]} \qquad (6\text{-}5)$$

în care:

m este fracția masică de aer uscat din atmosferă;
$1-m$ — fracția masică a aerului uscat din aerul ieșit din uscător.

6. În mod analog se determină entalpia amestecului:

$$I_{am} = mI_0 + (1 - m)I_2 \qquad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf aer uscat]}, \qquad (6\text{-}6)$$

în care I_0 și I_2 sînt entalpiile aerului proaspăt și epuizat.

Scanned with OKEN Scanner

7. Consumul specific de aer uscat în uscător se determină cu ecuația:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} \qquad \text{[kg/kg apă evaporată]}, \tag{6-7}$$

în care x_0 și x_2 sînt umiditățile inițială și finale ale aerului.

Debitul de aer uscat va fi:

$$L = Wl, \qquad \text{[kg/s sau kg/h]},$$

în care W este capacitatea uscătorului în umiditate evaporată, în kg/s sau kg/h.

8. Consumul specific de căldură se calculează cu ecuația:

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} \qquad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf apă evaporată]}, \tag{6-8}$$

în care:

I_0 este entalpia aerului înainte de calorifer;
I_1 — entalpia aerului la intrarea în uscător.

9. Consumul de căldură este:

$$Q = L(I_1 - I_0) \qquad \text{[W] sau [kcal/h]} \tag{6-9}$$

sau

$$Q = L(I_2 - I_0) + G_f c_m(\theta_2 - \theta_1) + G_t c_t(\theta_2 - \theta_1) + \\ + Q_p - Q_s - Wc_a\theta_1, \tag{6-9, a}$$

în care:

I_2 și I_0 sînt entalpia aerului care iese din uscător și a aerului atmosferic, în J/kg sau kcal/kgf aer uscat;
G_f și G_t — masa materialului uscat și masa mijloacelor de transport, în kg/h sau kg/s;
c_a, c_m și c_t — căldura specifică a apei, a materialului uscat și a mijloacelor de transport, în J/kg · grd sau kcal/kgf · grd;
Q_p și Q_s — căldura pierdută în mediul exterior și căldura dată suplimentar în uscător, în W sau kcal/h;
θ_1 și θ_2 — temperatura inițială și finală a materialului, în °C.

Pentru uscătorul teoretic, în care $Q_p = 0$; $Q_s = 0$; $\theta_2 - \theta_1 = 0$, cantitatea de căldură este:

$$Q = L(I_1 - I_0) = L(I_2 - I_0),$$

deci $I_1 + I_2$ și consumul specific de căldură în uscătorul teoretic este:

$$q = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} \qquad \left[\frac{J \text{ sau kcal}}{\text{kg umiditate}}\right]. \tag{6-8 a}$$

Scanned with OKEN Scanner

Căldura pierdută în uscător, raportată la 1 kg umiditate evaporată, se poate determina din expresia obţinută pe baza ecuaţiilor (6-9) şi (6-9, *a*):

$$\Delta = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} = q_p + q_m + q_t - q_s - c_a\theta_1, \qquad (6\text{-}9,\ b)$$

în care:

$$q_p = \frac{Q_p}{W};\ q_m = \frac{G_f}{W}\, c_m(\theta_2 - \theta_1);\ q_s = \frac{Q_s}{W}.$$

10. La determinarea volumului de aer umed raportat la 1 kg aer uscat, se foloseşte formula:

$$V_{sp} = \frac{R_a T}{P - \varphi p_{sat}} \quad [\text{m}^3/\text{kg aer uscat}], \qquad (6\text{-}10)$$

în care:

R_a este constanta gazelor pentru aer, egală cu 287 J/kg · °K (adică 29,27 kgf · m/kgf · °K);
T — temperatura absolută a aerului, în °K;
P — presiunea totală a amestecului de vapori şi de aer, în N/m²;
$p_v = \varphi p_{sat}$ — presiunea parţială a vaporilor de apă, în N/m².

11. Densitatea aerului umed se determină cu ecuaţia (v. exemplul 9):

$$\rho_{aer\ umed} = \rho_0 \frac{T_0 P}{T P_0}\left(1 - \frac{0{,}378\,\varphi p_{sat}}{P}\right), \qquad (6\text{-}11)$$

în care P_0 este presiunea normală, în N/m².

12. Umiditatea relativă a aerului se determină cu ecuaţia:

$$\varphi = \frac{p_v}{p_{sat}}, \qquad (6\text{-}12)$$

în care:

p_v este presiunea parţială a vaporilor de apă din aer la temperatura termometrului uscat;
p_{sat} — presiunea vaporilor saturaţi la temperatura termometrului uscat (v. tabelele XXXVIII şi LIV).

13. La măsurarea umidităţii relative cu psihrometrul, presiunea parţială a vaporilor de apă din aer se poate calcula cu formula:

$$p_v = p'_{sat} - A(t_{usc} - t_{um})B, \qquad (6\text{-}13)$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

p'_{sat} este presiunea vaporilor saturați la temperatura termometrului umed, în at sau mm Hg;

$(t_{usc} - t_{um})$ — diferența de temperatură între termometrul uscat și umed, în °C;

B — presiunea barometrică, în at sau mm Hg;

A — coeficient, depinzînd de o serie de factori, dintre care cel mai important este viteza aerului; pentru $w > 0{,}5$ m/s:

$$A = 0{,}00001 \left(65 + \frac{6{,}75}{w}\right).$$

14. Viteza de evaporare a apei de pe suprafața umedă a materialului se poate calcula cu ecuația:

$$G = 0{,}04075\, w^{0,8} \Delta p \qquad [\text{kg/m}^2 \cdot \text{h}], \tag{6-14}$$

în care:

w este viteza aerului la suprafața materialului, în m/s;

$\Delta p = p_{sat} - p_v$ — diferența presiunilor vaporilor de apă (saturați) din stratul de aer de la suprafața materialului și din aerul care circulă, în mm Hg.

Valoarea pentru p_{sat} se ia din tabelele de abur pentru temperatura t_{um} a termometrului umed; p_v se determină cu formula (6-13) sau cu ajutorul diagramei $I - x$ (fig. 6-1).

15. Durata uscării în condiții constante (pentru aer) se poate calcula cu ecuația aproximativă:

a) pentru perioada vitezei constante:

$$\tau_1 = \frac{1}{K_1}(w'_i - w'_{cr}); \tag{6-15}$$

b) pentru perioada vitezei descrescînde:

$$\tau_2 = \frac{w'_{cr} - w'_{ech}}{K_1} \cdot 2{,}3 \lg \frac{w'_{cr} - w'_{ech}}{w'_f - w'_{ech}}. \tag{6-16}$$

Aici:

K_1 este un coeficient de uscare, care exprimă cantitatea de umiditate evaporată în kg/h la 1 kg de substanță uscată;

w'_i, w'_{cr}, w'_f și w'_{ech} — sînt, respectiv, conținutul în umiditate inițial, critic, final și la echilibru al materialului (raportat la 1 kg substanță uscată).

Durata totală a uscării este: $\tau = \tau_1 + \tau_2$.

Scanned with OKEN Scanner

16. Durata uscării se poate determina aproximativ cu ajutorul ecuației simplificate, fără a considera w'_{ech}:

$$\tau = \frac{w'_i - w'_{cr}}{K_1} + \frac{w'_{cr}}{K_1} 2{,}3 \lg \frac{w'_{cr}}{w'_f}. \qquad (6\text{-}17)$$

17. Coeficientul de uscare K_1 poate fi determinat fie pe cale experimentală, fie prin coeficientul de transfer de masă.

Din cantitatea de apă evaporată dată de:

$$W = kA\Delta x_m \tau \qquad [\text{kg}] \qquad (6\text{-}18)$$

se obține:

$$K_1 = \frac{W}{G_{usc}\tau} = \frac{kA\Delta x_m \tau}{G_{usc}\tau} = kf\Delta x_m. \qquad (6\text{-}19)$$

Aici:

k — este coeficientul parțial de transfer de masă pentru faza gazoasă, în $\text{kg}/\left(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{kg}}\right)$;

A — suprafața de evaporare, în m^2;

$\Delta x_m = (x_s - x)_m$ — forța motoare medie, în kg umiditate/kg aer uscat, egală cu diferența medie a umidității materialului și aerului la începutul și la sfîrșitul procesului de uscare;

$f = \frac{A}{G_{usc}}$ — suprafața specifică a materialului absolut uscat, în m^2/kg material uscat.

18. Coeficientul parțial de transfer de masă k poate fi determinat din ecuația criterială:

$$Nu'_g = A Re_g^n Pr_g'^{0,33} Gu^{0,135}. \qquad (6\text{-}20)$$

Dimensiunea caracteristică pentru calculul lui Nu'_g și Re_g este lungimea suprafeței de evaporare în direcția mișcării agentului de uscare.

Criteriul lui Guhman este:

$$Gu = \frac{T_{usc} - T_{um}}{T_{usc}},$$

în care T_{usc} și T_{um} sînt temperaturile termometrului uscat și umed de la psihrometru, în °K.

Scanned with OKEN Scanner

Mărimile A și n din ecuația (6-20) depind de criteriul Re (tabela 6-1).

Tabela 6-1

Re	A	n
1 — 200	0,9	0,5
200 — 6 000	0,87	0,54
6 000 — 70 000	0,347	0,65

Valorile coeficienților parțiali de transfer de masă la uscarea intensivă pot fi determinate cu formula (6-20).

Din cauza scăldării neuniforme a materialului de către aer, în formulele (6-15) și (6-16) pentru durata teoretică de uscare se introduce un coeficient de corecție egal cu 1,5—2, pentru a ține seama de zonele „moarte" și de alte cauze.

19. Durata uscării și dimensiunile uscătorului în condiții variabile de uscare (pentru aer și material) se pot determina cu ajutorul ecuațiilor (6-21) și (6-23). Pentru prima perioadă de uscare într-un uscător în contracurent este necesar să existe o suprafață a materialului:

$$A_1 = \frac{L}{K} \ln \frac{x_{sat} - x_1}{x_{sat} - x_2} \qquad [m^2]. \tag{6-21}$$

Pentru perioada a doua de uscare, într-un uscător în contracurent este nevoie de o suprafață a materialului:

$$A_2 = \frac{L w^*_{cr}}{K} \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{(x_{sat} - x)\left[w^* - \frac{L}{G_{usc}}(x_1 - x_0)\right]} \qquad [m^2]. \tag{6-22}$$

Partea din dreapta a ecuației (6-22) se poate integra, deoarece singura variabilă este x.

Prin integrarea ecuației (6-22) se obține următoarea expresie:

$$A_2 = \frac{w^*_{cr}}{K} \cdot \frac{G_{usc}}{x_{sat} + \frac{w^* G_{usc}}{L} - x_1} \times \ln \frac{(x_{sat} - x_0)\frac{w^* G_{usc}}{L}}{(x_{sat} - x_1)\left(x_0 + \frac{w^* G_{usc}}{L} - x_1\right)} \qquad [m^2]. \tag{6-23}$$

Este clar că suprafața totală a materialului care trebuie expusă uscării în uscător este:

$$A = A_1 + A_2 \qquad [m^2].$$

Scanned with OKEN Scanner

Notațiile din ecuațiile (6-21) — (6-23) au următoarele semnificații:

L este cantitatea de aer uscat care trece prin uscător, în kg/h;

$G_{us.}$ — cantitatea de material care trece prin uscător, calculată la cantitatea materialului uscat, în m^3/h;

K — coeficientul de uscare, determinat pe cale experimentală, în $kg/m^2 \cdot h$, pe o unitate de diferență a conținutului de umiditate;

w^* — excesul de umiditate (liberă) din material în momentul τ de la începutul perioadei de micșorare a vitezei, în kg umiditate pe 1 m^3 de material uscat ($w^* = w_i' - w_{ech}'$);

w_{cr}^* — excesul de umiditate (liberă) în material la punctul critic, în kg/m^3 material uscat;

x_0 — conținutul în umiditate al aerului care intră în zona a doua a uscătorului, în kg/kg aer;

x_1 — conținutul în umiditate al aerului care iese din zona a doua a uscătorului și intră în prima zonă, în kg/kg aer;

x_2 — conținutul în umiditate al aerului care iese din uscător, în kg/kg aer;

x_{sat} — conținutul în umiditate al aerului saturat, în kg/kg aer.

20. Legătura dintre durata τ de ședere a materialului într-un uscător cu tambur, al cărui volum este V_{usc} și volumul orar de alimentare cu material V_{alim}, se exprimă prin ecuația:

$$\tau = \frac{V_{usc}\beta}{V_{alim}}, \qquad (6\text{-}24)$$

în care β este coeficientul de umplere a uscătorului cu material, egal aproximativ cu 0,1—0,25.

Notă. Durata de ședere se poate determina mai exact pornind de la numărul de rotații al uscătorului și de la înclinația sa*.

21. Forța motoare a procesului de uscare (în prima perioadă) poate fi exprimată prin diferența dintre temperaturile aerului și suprafeței materialului. Temperatura materialului se ia egală cu temperatura termometrului umed ($x = t_{usc} - t_{um}$). Forța motoare poate fi exprimată prin diferența umidității de saturație și actuale a aerului ($\Delta x = x_{sa.} - x$).

Forța motoare medie se determină din expresiile:

$$x_m = \frac{x_1 - x_2}{2{,}3 \lg \frac{x_1}{x_2}}$$

și

$$\Delta x_m = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2{,}3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}},$$

* V. P. Romadin, *Pleprigotovlenie i pilesojiganie*. ONTI, 1936.

în care:

$$x_1 = t_{usc\cdot 1} - t_{um}; \quad x_2 = t_{usc\cdot 2} - t_{um}$$

$$\Delta x_1 = x_{sat} - x_0; \quad \Delta x_2 = x_{sat} - x_2.$$

EXEMPLE

Exemplul 1. Să se găsească umiditatea materialului, în procente din masa materialului uscat, știind că umiditatea sa este de 37% din masa totală.

Rezolvare. Se utilizează ecuația (6-1):

$$w' = \frac{w\ 100}{100 - w} = \frac{37 \cdot 100}{100 - 37} = 58{,}7\%.$$

Exemplul 2. Să se determine cantitatea de umiditate care trebuie îndepărtată într-o oră la uscarea unei tone de material umed de la $w_i = 40\%$ până la $w_f = 2\%$. Umiditatea este dată în procente din masa totală.

Rezolvare. Această problemă se rezolvă cu ajutorul ecuației (6-2) a bilanțului de materiale (analog ca la evaporare).

Înlocuind în ecuația (6-2) valorile numerice corespunzătoare, se obține:

$$W = G_i \frac{w_i - w_f}{100 - w_f} = 1\ 000 \frac{40 - 2}{100 - 2} = 388 \text{ kg/h}.$$

Exemplul 3. Să se determine entalpia și umiditatea aerului umed la 60°C și $\varphi = 0{,}3$.

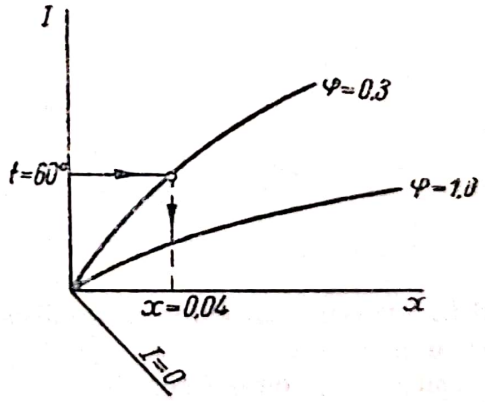


Fig. 6-2. (La exemplul 3.)

Rezolvare. Pe diagrama $I - x$, pentru aer umed (fig. 6-1) se găsește punctul de intersecție a izotermei de 60°C, cu curba $\varphi = 0{,}3$. Acestui punct îi corespunde: entalpia $I = 39$ kcal/kgf ≈ 163 kJ/kg aer uscat; conținutul în umiditate $x = 0{,}04$ kg/kg aer uscat (schema de rezolvare este arătată în fig. 6-2).

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 4. Să se determine umiditatea relativă a aerului la 90°C şi la un conţinut în umiditate de 0,047 kg/kg aer uscat.

Rezolvare. Pe diagrama $I - x$ se găseşte punctul de intersecţie a izotermei de 90°C, cu linia conţinutului constant în umiditate $x = 0{,}047$ kg/kg aer uscat; acestui punct îi corespunde aerul cu umiditatea relativă $\varphi = 0{,}1$.

Exemplul 5. Să se determine presiunea parţială a vaporilor de apă dintr-un amestec de vapori şi aer la temperatura de 80°C şi un conţinut caloric de 60 kcal/kgf aer uscat.

Rezolvare. Pe diagrama $I - x$ (fig. 6-1) se găseşte punctul de intersecţie a izotermei de 80°C cu linia $I = 60$ kcal/kgf aer uscat şi se proiectează acest punct pe curba presiunii parţiale a vaporilor de apă, care se găseşte în partea de jos a diagramei; punctul obţinut pe curba presiunii parţiale a vaporilor de apă se proiectează de la stînga la dreapta pe axa ordonatelor pe care sînt notate presiunile parţiale ale vaporilor de apă în mm Hg.

La $t = 80$°C şi $I = 60$ kcal/kgf aer uscat, rezultă:

$$p_v = 69 \text{ mm Hg}.$$

Schema rezolvării pe cale grafică este dată în figura 6-3.

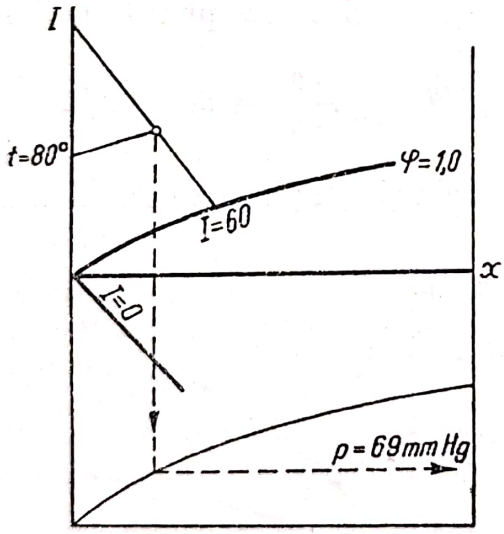


Fig. 6-3. (La exemplul 5.)

Exemplul 6. Într-un calorifer se încălzeşte pînă la 90°C aer, care la intrare are temperatura de 24°C şi $\varphi = 0{,}7$. Să se determine entalpia şi umiditatea aerului la ieşirea din calorifer.

Rezolvare (fig. 6-4). Starea iniţială a aerului este determinată de punctul de intersecţie a izotermei $t = 24$°C cu curba $\varphi = 0{,}7$. Acestui punct îi corespunde $x = 0{,}013$ kg/kg aer uscat şi $I = 54{,}5$ kJ/kg, adică 13 kcal/kgf aer uscat. Schimbarea stării aerului are loc la un conţinut constant în umiditate,

Scanned with OKEN Scanner

adică la $x = const.$; deci starea finală a aerului este determinată de punctul de intersecție a dreptei $x = 0{,}013$ cu izoterma $t = 90°C$.

Acestui punct îi corespunde un conținut caloric $I = 126$ kJ/kg aer uscat.

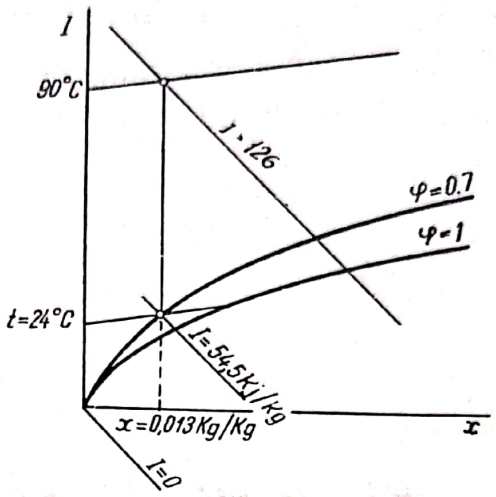


Fig. 6-4. (La exemplul 6.)

Exemplul 7. Să se determine pe cale analitică conținutul în umiditate și conținutul caloric al aerului la 30°C și $\varphi = 0{,}75$; $P = 1$ ata.

Rezolvare. Pentru determinarea analitică a conținutului în umiditate se întrebuințează formula (6-3, *a*).

Înlocuind valorile corespunzătoare, se obține:

$$x = 0{,}622\frac{\varphi p_{sat}}{P-\varphi p_{sat}} = 0{,}622\frac{0{,}75 \cdot 0{,}043}{1 - 0{,}75 \cdot 0{,}043} \approx 0{,}021 \text{ kg/kg aer uscat.}$$

Conținutul caloric al aerului se calculează cu ecuația (6-4):

$$I = (1{,}01 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3 x)t + 2493 \cdot 10^3 x = (1{,}01 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3 \times$$
$$\times 0{,}021)30 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0{,}021 = 83 \cdot 10^3 \text{ J/kg aer uscat} = 83 \text{ kJ/kg.}$$

$I = (0{,}24 + 0{,}47\,x)t + 595x = (0{,}24 + 0{,}47 \cdot 0{,}021) \times 30 + 595 \cdot 0{,}021 \approx 20$ kcal/kgf aer uscat.

Exemplul 8. Pe baza datelor din exemplul precedent să se determine volumul aerului umed, raportat la 1 kg aer uscat, adică la $(1 + x)$ kg amestec.

Rezolvare. Pentru a determina volumul aerului umed, se folosește formula (6-10).

În condițiile exemplului 7, presiunea totală a amestecului de aer și vapori de apă este $P = 10\,000$ kgf/m²; $\varphi p_{sat} = 0{,}75 \cdot 0{,}043 \times 10\,000 = 323$ kgf/m²; $T = 273 + 30 = 303°K$.

Deci:

$$V_{sp} = \frac{R_a T}{P - \varphi p_{sat}} = \frac{29{,}27 \cdot 303}{10\,000 - 323} = 0{,}92 \text{ m}^3\text{/kgf aer uscat.}$$

Exemplul 9. Să se determine densitatea aerului umed care părăsește un uscător la $t_2 = 55°C$ și $\varphi_2 = 70\%$. Presiunea totală $P = 750$ mm Hg. Să se deducă formula de calcul.

Rezolvare. Se știe că $\rho_{aer\ umed} = \rho_{aer\ uscat} + \rho_v$, deoarece densitatea a 1 m³ aer umed este egală cu suma densităților aerului uscat și a vaporilor de apă care se găsesc în acest volum. În această relație, densitatea $\rho_{aer\ uscat}$ și ρ_{vap} sînt luate fiecare la presiunea parțială corespunzătoare.

Deoarece

$$x = \frac{G_v}{G_{aer\ uscat}} = \frac{\rho_v V}{\rho_{aer\ uscat} V},$$

rezultă că:

$$\rho_v = x\rho_{aer\ uscat}.$$

Prin urmare:

$$\rho_{aer\ umed} = \rho_{aer\ uscat} + x\rho_{aer\ uscat} = \rho_{aer\ uscat}(1 + x) =$$

$$= \rho_0 \frac{T_0 P_{aer}}{T P_0}(1 + x) = \frac{\rho_0 T_0}{T P_0}(P - \varphi p_{sat})\left(1 + 0{,}622 \frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi p_{sat}}\right).$$

Făcînd transformările respective, se obține:

$$\rho_{aer\ umed} = \rho_0 \frac{T_0 P}{T P_0}\left(1 - \frac{0{,}378\ \varphi p_{sat}}{P}\right).$$

Din ultima formulă rezultă că densitatea aerului umed este totdeauna mai mică decît densitatea aerului uscat pur.

Înlocuind în formulă $\rho_0 = 1{,}293$ kg/m³, $P_0 = 760$ mm Hg, se obține

La $t = 55°C$, $p_{sat} = 0{,}1605$ kgf/cm²:

$$\rho_{aer\ umed} = 0{,}465 \frac{750}{273 + 55}\left(1 - \frac{0{,}378 \cdot 0{,}7 \cdot 0{,}1605 \cdot 735{,}6}{750}\right) = 1{,}02 \text{ kg/m}^3.$$

Exemplul 10. Să se afle presiunea parțială a vaporilor de apă, densitatea și conținutul de umiditate al aerului, dacă temperatura lor este de 60°C, presiunea absolută de 380 mm Hg și $\varphi = 0{,}4$.

Rezolvare. Din tabela XXXVIII se află $p_{sat} = 149{,}4$ mm Hg:

$$p_v = 149{,}4 \cdot 0{,}4 = 59{,}8 \text{ mm Hg}.$$

Densitatea aerului umed este:

$$\rho_{aer\ umed} = \rho_0 \frac{T_0 P}{T P_0}\left(1 - \frac{0{,}378\ p_{sat}}{P}\right) =$$

$$= 1{,}293 \frac{273 \cdot 380}{333 \cdot 760}\left(1 - \frac{0{,}378 \cdot 59{,}8}{380}\right) = 0{,}5 \text{ kg/m}^3.$$

Scanned with OKEN Scanner

Conținutul de umiditate va fi:

$$x = 0{,}622\,\frac{p_v}{P - p_v} = 0{,}622\,\frac{59{,}8}{380 - 59{,}8} = 0{,}116\,\frac{\text{kg}}{\text{kg aer uscat}}.$$

Exemplul 11. Să se determine φ — umiditatea relativă a aerului — la $t = 150°C$ și $P = 760$ mm Hg, dacă conținutul lui de umiditate este $x = 0{,}07$ kg/kg aer uscat.

Rezolvare. La presiunea atmosferică, la o temperatură a aerului mai înaltă decît temperatura de fierbere a apei, presiunea vaporilor de apă este constantă și egală cu presiunea atmosferică, adică $p_{sat} = P$. Atunci:

$$x = 0{,}622\,\frac{\varphi P}{P - \varphi P} = 0{,}622\,\frac{\varphi}{1 - \varphi},$$

adică, la un conținut dat de umiditate, φ este o mărime determinată și nu depinde de temperatură:

$$0{,}07 = 0{,}622\,\frac{\varphi}{1 - \varphi},$$

de unde $\varphi \approx 0{,}1 \approx 10\%$.

Exemplul 12. Să se afle conținutul de umiditate al aerului umed la $t = 60°C$ și $\varphi = 50\%$, dacă presiunea barometrică $P = 765$ mm Hg, și să se determine eroarea în procente la calculul acestei umidități cu diagrama $I - x$.

Rezolvare. Din tabela XXXVIII pentru $t = 60°C$:

$$p_{sat} = 149{,}4 \text{ mm Hg}.$$

Atunci:

$$x = 0{,}622\,\frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi p_{sat}} = 0{,}622\,\frac{0{,}5 \cdot 149{,}4}{765 - 0{,}5 \cdot 149{,}4} = 0{,}0672\,\frac{\text{kg umiditate}}{\text{kg aer uscat}}.$$

Din diagrama $I - x$ la $P = 745$ mm Hg pentru $t = 60°C$ și $\varphi = 50\%$ se află:

$$x = 0{,}0695 \text{ kg/kg}.$$

Eroarea reprezintă:

$$\Delta = \frac{0{,}0695 - 0{,}0672}{0{,}0695}\,100 \approx 3\%.$$

Exemplul 13. Să se determine consumul de aer și consumul de căldură într-un uscător teoretic, pentru a îndepărta dintr-un material umed 100 kg umiditate pe oră, dacă starea inițială a aerului (înaintea caloriferului) este următoarea: $t_0 = 15°C$, $\varphi_0 = 0{,}8$, iar la ieșirea din uscător: $t_2 = 44°C$ și $\varphi_2 = 0{,}5$.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Pe diagrama $I - x$ se găsește: $x_0 = 0{,}009$ kg/kg și $x_2 = 0{,}03$ kg/kg; din ecuația (6-7) se obține consumul specific de aer uscat:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0{,}03 - 0{,}009} = 47{,}6 \text{ kg/kg umiditate evaporată.}$$

Consumul specific de căldură se determină cu ajutorul ecuației (6-8 *a*), după ce s-au stabilit mai întîi entalpiile din diagrama $I—x$ (fig. 6-1 b). În condițiile exemplului dat, $I_2 = 121{,}5$ kJ/kg, $I_0 = 40$ kJ/kg, deci:

$$q = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{121{,}5 \cdot 10^3 - 40 \cdot 10^3}{0{,}03 - 0{,}009} = 3\,880 \cdot 10^3 \text{ J/kg umiditate evaporată}$$
$$= 3\,880 \text{ kJ/kg.}$$

În mod corespunzător, consumul va fi:

aer: $L = Wl = 100 \cdot 47{,}6 = 4\,760$ kg/h,

căldură: $Q = Wq = \frac{100 \cdot 3\,880 \cdot 10^3}{3\,600} = 108\,000$ W.

Exemplul 14. Într-un uscător se introduce un amestec de aer proaspăt la $t_0 = 25$°C și $\varphi_0 = 0{,}5$ și aer recirculat la $t_2 = 50$ °C și $\varphi_2 = 0{,}8$, într-un raport de masă de 1 : 3, calculat față de aerul uscat. Să se determine starea amestecului înaintea caloriferului și după încălzirea în calorifer pînă la 80°C.

Rezolvare. Din diagrama $I - x$ se determină umiditatea și entalpia aerului proaspăt și recirculat în condițiile date de temperatură și umiditate relativă (t și φ):

— la $t_0 = 25$°C și $\varphi_0 = 0{,}5$ corespunde $x_0 = 0{,}01$ și $I_0 = 50$ kJ/kg;
— la $t_2 = 50$°C și $\varphi_2 = 0{,}8$, corespunde $x_2 = 0{,}069$ și $I_2 = 228$ kJ/kg.

Prin urmare, umiditatea amestecului va fi conform ecuației (6-5):

$$x_{am} = 0{,}25 \cdot 0{,}01 + 0{,}75 \cdot 0{,}069 = 0{,}0542 \text{ kg/kg}$$

și, în mod corespunzător, entalpia va fi conform ecuației (6-6):

$$I_{am} = 0{,}25 \cdot 50{,}0 \cdot 10^3 + 0{,}75 \cdot 228 \cdot 10^3 = 183{,}5 \cdot 10^3 \text{J/kg} = 183{,}5 \text{ kJ/kg.}$$

Apoi, din diagramă se găsește punctul de intersecție al curbelor:

$$x_{am} = 0{,}0542 \text{ și } I_{am} = 183{,}5 \text{ kJ/kg.}$$

Acestui punct îi corespund:

$$t_{am} = 45\text{°C și } \varphi_{am} = 0{,}85.$$

Încălzirea amestecului în calorifer are loc fără modificarea conținutului în umiditate, adică la $x_{am} = const.$

Scanned with OKEN Scanner

Prin urmare, intersecția punctului $x_{am} = 0{,}0542$ cu izoterma de 80°C dă starea amestecului după calorifer. Acestui punct îi corespund:

$$I_{am} = 224 \text{ kJ/kg și } \varphi_{am} = 0{,}018.$$

Exemplul 15. Să se determine punctul de rouă pentru aerul umed cu $t = 40°C$ și $\varphi = 0{,}8$.

Rezolvare. Se știe că punctul de rouă corespunde acelei temperaturi la care aerul umed dat, cu conținutul în umiditate absolut dat, devine saturat cu vapori de apă. La răcirea aerului umed sub această temperatură are loc condensarea vaporilor de apă.

Deci, pentru a determina punctul de rouă, este necesar să se găsească pe diagrama $I - x$ punctul care corespunde stării inițiale a aerului, apoi se parcurge dreapta $x = const.$ pînă la intersecția cu curba $\varphi = 1$, adică pînă la curba de saturare completă. În cazul problemei $x = 0{,}039$ și punctul de ouă corespunde temperaturii $t = 36°C$ (v. schema de rezolvare în fig. 6-5).

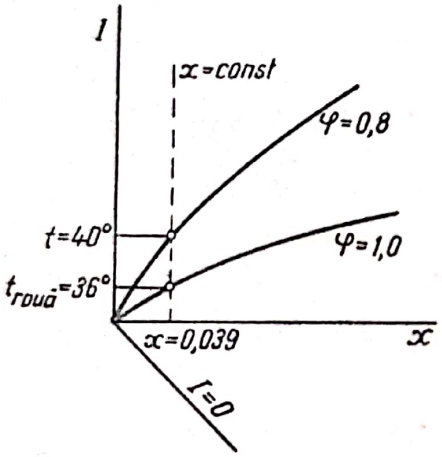


Fig. 6-5. (La exemplul 15.)

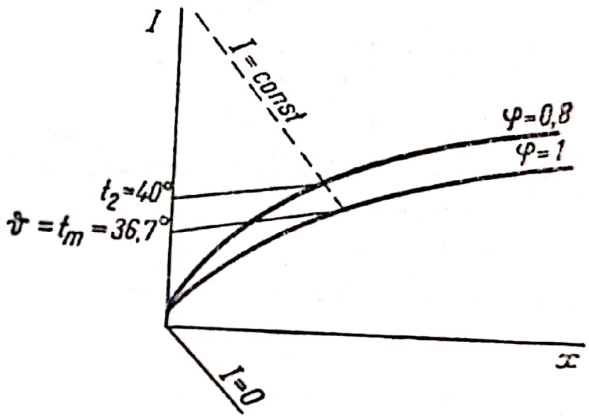


Fig. 6-6. (La exemplul 16.)

Exemplul 16. Să se găsească temperatura materialului care iese din uscător, dacă umiditatea lui este mai mare decît umiditatea critică și dacă aerul care părăsește uscătorul are $t_2 = 40°C$ și $\varphi_2 = 0{,}8$.

Rezolvare. În cazul dat, temperatura materialului umed este aproximativ egală cu temperatura peliculei de aer complet saturată. Găsind pe diagrama $I - x$ punctul corespunzător stării inițiale a aerului, se coboară pe dreapta $I = const.$ pînă la intersecția cu curba de saturare completă, adică $\varphi = 1$ (v. fig. 6-6). Punctului de intersecție a acestor curbe îi corespunde temperatura $\vartheta \approx t_{um} = 36{,}7°C$.

Exemplul 17. Să se găsească forța motoare a unui proces de uscare Δx_{med} și x_m la un uscător teoretic pentru următoarele condiții:

$$t_0 = 22°C, \qquad t_2 = 50°C,$$
$$\varphi_0 = 0{,}75, \qquad \varphi_2 = 0{,}45.$$

Rezolvare. Pe diagrama $I-x$ (fig. 6-7) se găsește: $x_1 = 0{,}0125$ kg/kg; $x_2 = 0{,}0365$ kg/kg; $x_{sat} = 0{,}043$ kg/kg; $x_{sat\cdot 2} = 0{,}0425$ kg/kg; $\vartheta_1 = 37{,}7°C$; $\vartheta_2 = 37°C$. Rezultă:

$$\Delta x_m = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2{,}3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} = \frac{(0{,}0435 - 0{,}0125) - (0{,}0425 - 0{,}0365)}{2{,}3 \lg \frac{0{,}0435 - 0{,}0125}{0{,}0425 - 0{,}0365}} = 0{,}0152 \text{ kg/kg}$$

$$x_m = \frac{x_1 - x_2}{2{,}3 \lg \frac{x_1}{x_2}} = \frac{(111 - 37{,}7) - (50 - 37)}{2{,}3 \lg \frac{111 - 37{,}7}{50 - 37}} = 37{,}8 \text{ grd.}$$

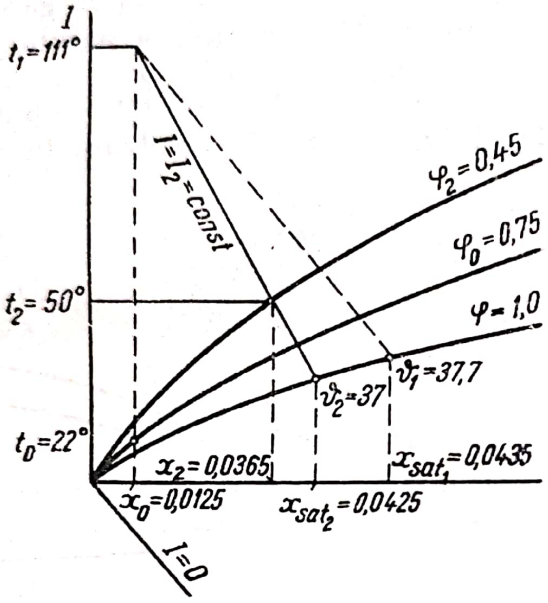


Fig. 6-7. (La exemplul 17.)

Exemplul 18. Folosind indicațiile psicrometrului, să se determine umiditatea relativă a aerului care iese dintr-un uscător.

Temperatura termometrului uscat ..... $t = 85°C$.
Temperatura termometrului umed ..... $t_{um} = 68°C$.
Indicația barometrului ..... $P = 750$ mm Hg.
Viteza aerului ..... $w = 1$ m/s.

Rezolvare. Se folosește relația:

$$\varphi = \frac{p_v}{p_{sat}}.$$

Din tabelele pentru abur se găsește că presiunea vaporilor saturați p_{sat} la $t = 85°C$ este egală cu 0,59 ata.

p_v se determină cu ajutorul formulei (6-13):

$$p_v = p'_{sat} - A(t_{usc} - t_{um})P.$$

Din tabelele pentru vapori se determină presiunea vaporilor saturați la temperatura t_{um} a termometrului umed: $p'_{sat} = 0{,}2912$ ata.

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul A la viteza dată a aerului de 1 m/s se determină cu formula:

$$A = 0{,}00001\left(65 + \frac{6{,}75}{1}\right) = 0{,}00072.$$

Astfel, se găseşte:

$$\varphi = \frac{0{,}2912 - 0{,}00072(85 - 68)\dfrac{750}{735{,}6}}{0{,}59} = 0{,}47.$$

Exemplul 19. Să se determine consumul de aer şi presiunea aburului de încălzire necesară într-un uscător în contracurent, care funcţionează continuu după varianta normală de uscare.

Capacitatea uscătorului raportată la materialul umed ..... $G_i = 350$ kg/h.
Umiditatea iniţială a materialului ..... $w_i = 42\%$.
Umiditatea finală a materialului ..... $w_f = 11\%$.
Temperatura materialului care intră în uscător ..... $\vartheta_1 = 18°C$.
Temperatura materialului care iese din uscător ..... $\vartheta_2 = 47°C$.
Aerul este caracterizat prin următorii parametri:
înaintea caloriferului ..... $t_0 = 15°C$, $\varphi_0 = 70\%$.
după uscător ..... $t_2 = 45°C$, $\varphi_2 = 60\%$.
Căldura specifică a materialului uscat ($w_f = 11\%$) ..... $c_m = 2{,}35 \cdot 10^3$ J/kg.grd.
Masa dispozitivului de transport (transportor din oţel) ..... $G_{tr} = 600$ kg.
Pierderile de căldură ale uscătorului în mediul înconjurător .... 12% din suma tuturor celorlalţi termeni din bilanţul termic.
Umiditatea aburului de încălzire ..... 6%.

Rezolvare. Cantitatea de umiditate evaporată în uscător se determină cu ecuaţia:

$$W = G_i\frac{w_i - w_f}{100 - w_f} = 350\frac{42 - 11}{100 - 11} = 122 \text{ kg/h}.$$

Din diagrama $I - x$ se găseşte conţinutul în umiditate şi entalpia aerului înainte de calorifer şi la ieşirea din uscător

$$x_0 = 0{,}0077, \qquad x_2 = 0{,}038$$
$$I_0 = 35 \text{ kJ/kg}, \qquad I_2 = 145 \text{ kJ/kg}.$$

Consumul de aer uscat în uscător pentru a evapora W kg umiditate pe oră se determină din ecuaţia:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{122}{0{,}038 - 0{,}0077} = 4030 \text{ kg aer/h}.$$

Consumul de căldură în uscătorul teoretic se determină din ecuaţia:

$$Q = L(I_2 - I_0) = \frac{4\,030(145 \cdot 10^3 - 35 \cdot 10^3)}{3\,600} = 123\,000 \text{ W}.$$

Scanned with OKEN Scanner

În uscătorul real se pierde căldura o dată cu materialul uscat:

$$G_f c_m(\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{(350 - 122)2{,}35 \cdot 10^3(47 - 18)}{3\,600} = 4\,300 \text{ W}.$$

De asemenea se consumă căldura pentru încălzirea dispozitivului de transport. În condiţiile exemplului dat, această cantitate de căldură este:

$$G_{tr} c_{tr}(\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{600 \cdot 0{,}5 \cdot 10^3(47 - 18)}{3\,600} = 2\,420 \text{ W},$$

în care $0{,}5 \cdot 10^3$ este căldura specifică a oţelului, în J/kg · grd.

Din cantitatea totală de căldură care urmează să se introducă în uscător, trebuie să se scadă căldura adusă de umiditatea care se găsea în materialul umed:

$$W\vartheta_1 c_{apă} = \frac{122 \cdot 18 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3}{3\,600} = 2\,560 \text{ W}.$$

Cantitatea totală de căldură care trebuie adusă în calorifer, considerînd şi pierderile în mediul înconjurător, va fi:

$$Q = (123\,000 + 4\,300 + 2\,420 - 2\,560)\,1{,}12 = 142\,500 \text{ W}.$$

Comparînd consumul de căldură în uscătorul teoretic şi real, se poate vedea că în acesta din urmă, consumul de căldură este numai cu 15% mai mare.

Deoarece

$$Q = L(I_1 - I_0) = 142\,500 \text{ W},$$

rezultă că:

$$I_1 - I_0 = \frac{Q}{L} = \frac{142\,500 \cdot 3\,600}{4\,030} = 127{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg aer uscat}.$$

Deci:

$$I_1 = 127{,}5 \cdot 10^3 + I_0 = 127{,}5 \cdot 10^3 + 35 \cdot 10^3 = 162{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg aer uscat}.$$

Acestei valori a lui I_1 îi corespunde o temperatură a aerului după calorifer $t_1 \approx 138°C$ (din diagrama $I - x$).

Se consideră că la ieşirea aerului din calorifer $\Delta t = 10°C$; atunci $t_{abur\ încălz.} = 138 + 10 = 148°C$, temperatură căreia îi corespunde o presiune a aburului de încălzire $p \approx 4{,}7$ ata (v. tabela LIV).

Consumul de abur de încălzire este:

$$D = \frac{Q}{rx'} = \frac{142\,500}{2\,124 \cdot 10^3 \cdot 0{,}94} = 0{,}0715 \text{ kg/s} = 257 \text{ kg/h},$$

în care:

x' este conţinutul de vapori;
r — căldura de condensare a aburului la 148°C.

Scanned with OKEN Scanner

Consumul specific de abur este:

$$d = \frac{D}{W} = \frac{257}{122} \approx 2{,}1 \text{ kg/kg umiditate evaporată.}$$

Exemplul 20. Să se determine coeficientul mediu de transmitere a căldurii (de la abur la material) într-un element de probă al unui uscător tubular, în care se usucă turbă, în următoarele condiții:

productivitatea elementului de uscător (calculată pentru turba uscată)..... $G = 11{,}2$ kg/h
umiditatea inițială a turbei (calculată la material uscat) ..... $w'_{in} = 0{,}57$/kg/kg
umiditatea finală a turbei ..... $w'_{fin} = 0{,}148$ kg/kg
temperatura turbei la intrarea în uscător ..... $\vartheta_1 = 20°C$
temperatura turbei din uscător ..... $\vartheta_2 = 52°C$
căldura specifică a turbei uscate ..... $c = 1{,}26 \cdot 10^3 \frac{J}{kg \cdot grad}$
starea caracteristică a aerului pînă la calorifer ..... $t_0 = 22°C$ $\varphi = 0{,}34$
după calorifer ..... $t_2 = 82°C$ $\varphi_2 = 0{,}37$
presiunea barometrică ..... $P = 773$ mm Hg
temperatura vaporilor ..... $t = 100°C$
suprafața de încălzire a țevilor ..... $A = 2{,}18$ m²

Rezolvare. Coeficientul mediu de transmitere a căldurii se determină din expresia:

$$K = \frac{Q}{A\Delta t_m},$$

unde:

Q este cantitatea de căldură trecută prin suprafața încălzită, în W;
Δt_m — diferența medie de temperatură, în grd.

Cantitatea de căldură transmisă prin suprafața de încălzire este:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3,$$

unde:

Q_1 este cantitatea de căldură consumată pentru evaporarea umidității și încălzirea aerului:

$$Q_1 = W \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0};$$

Q_2 — cantitatea de căldură consumată pentru încălzirea turbei;
Q_3 — pierderi de căldură în mediul înconjurător.

Cantitatea de umiditate evaporată după formula (6-2 *a*) este:

$$W = \frac{11{,}2\,(0{,}57 - 0{,}148)}{3\,600} = 0{,}0013 \text{ kg/s}.$$

Se determină umiditatea inițială și finală a aerului după formula (6-3, *a*):

$$x_0 = 0{,}622\,\frac{0{,}34 \cdot 0{,}0270}{1{,}017 - 0{,}34 \cdot 0{,}0270} = 0{,}0057 \text{ kg/kg}$$

$$x_2 = 0{,}622\,\frac{0{,}37 \cdot 0{,}5233}{1{,}017 - 0{,}37 \cdot 0{,}5233} = 0{,}146 \text{ kg/kg}.$$

Entalpia aerului înainte de intrarea în uscător (după formula (6-4)) este:

$$I_0 = (1{,}01 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3 \cdot 0{,}0057) \cdot 22 + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0{,}0057 = 36{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

iar la ieșirea din uscător este:

$$I_2 = (1{,}01 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3 \cdot 0{,}146) \cdot 82 + 2493 \cdot 10 \cdot 0{,}146 = 470 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

atunci:

$$Q_1 = 0{,}0013\,\frac{470 \cdot 10^3 - 36{,}5 \cdot 10^3}{0{,}146 - 0{,}0057} = 4\,050 \text{ W},$$

$$Q_2 = G_{usc}(i_2 - i_0),$$

unde i_2 și i_0 reprezintă entalpia turbei la ieșirea și intrarea în uscător (raportată la 1 kg de turbă uscată):

$$i_2 = (1{,}26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 0{,}148)\,52 = 97{,}8 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$i_0 = (1{,}26 \cdot 10^3 \cdot 1 + 4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 0{,}57)\,20 = 73 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Prin urmare:

$$Q_2 = \frac{11{,}2}{3\,600}\,(97{,}8 \cdot 10^3 - 73 \cdot 10^3) = 77 \text{ W}.$$

Pierderea de căldură în mediul înconjurător Q_3 se poate lua egală cu 10% din Q_1. Atunci, cantitatea totală de căldură va fi:

$$Q = 4\,050 + 77 + 405 = 4\,532 \text{ W}.$$

Diferența medie de temperatură în uscător este:

$$\Delta t_m = \frac{(100 - 20) + (100 - 52)}{2} = 64°\text{C}.$$

Coeficientul de transmitere a căldurii este:

$$K = \frac{Q}{A\Delta t_m} = \frac{4\,532}{2{,}18 \cdot 64} = 32{,}4\,\frac{W}{\text{grd} \cdot \text{m}^2 \text{ suprafața de încălzire}}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 21. Să se determine randamentul unui uscător cu aer în următoarele condiții: procesul de uscare decurge la $I = 115$ kJ/kg, starea aerului variază de la $\varphi_0 = 0{,}8$, $t_0 = 20°C$ la $\varphi_2 = 0{,}6$, $t_2 = 40°C$.

Rezolvare. Cu ajutorul diagramei $I - x$ (fig. 6-1) se găsește cu formula (6-8) consumul de căldură pentru a evapora 1 kg umiditate $q = 3\,820 \cdot 10^3$ J/kg. Din tabelele pentru abur, consumul de căldură pentru evaporarea a 1 kg umiditate la $t_m = 33°C$ (la $I = 115{,}8$ kJ/kg) este $2\,420 \cdot 10^3$ J/kg. Prin urmare, randamentul uscătorului este:

$$\eta = \frac{2\,420 \cdot 10^3}{3\,820 \cdot 10^3} \cdot 100 = 63{,}4\%.$$

Exemplul 22. O pastă de coloranți a fost uscată într-un uscător cameră cu recirculație de aer. La analiza umidității unor probe s-au obținut următoarele rezultate (tabela 6-2).

Tabela 6-2

Timpul scurs de la începutul uscării, ore	0	2	2,5	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20
Conținutul în umiditate al materialului, în % din greutatea materialului uscat...	104,0	84,0	79,1	63,9	53,9	43,9	32	21,9	14,0	8,0	5	3	1,5

Să se determine viteza de uscare în funcție de timp, să se construiască cu datele obținute o curbă și să se găsească conținutul critic în umiditate al materialului.

Rezolvare. Se întocmește tabela 6-3.

Pe baza acestei tabele se construiește o curbă în coordonate „viteza de uscare-durata de uscare" și se ajunge la concluzia că materialul atinge conținutul critic în umiditate după 6 ore de la începutul uscării, ceea ce corespunde la 4,39% umiditate, raportată la greutatea materialului uscat complet sau $\frac{43{,}9 \cdot 100}{100 + 43{,}9} = 30{,}6\%$ umiditate, raportată la greutatea totală a produsului (fig. 6-8).

Exemplul 23. Pentru a usca într-un uscător industrial un material umed de la 33 la 9% umiditate (calculată la substanța uscată), au fost necesare 7 ore. Conținutul critic în umiditate corespunde la 16%, iar conținutul la echilibru la 5%. Se cere să se determine durata necesară pentru uscarea acestui material de la 37 pînă la 7%, dacă condițiile de uscare rămîn neschimbate. Perioada inițială de punere în funcțiune se poate neglija.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 6-3

Durata de uscare τ, în ore	Viteza de uscare $\frac{\Delta w'}{\Delta \tau}$, % mat. uscat/h	Durata de uscare τ, în ore	Viteza de uscare $\frac{\Delta w'}{\Delta \tau}$, % mat. uscat/h
2	$\frac{104-84}{2}=10$	10	$\frac{32-21,9}{2}=5,05$
2,5	$(84-79,1)\ 2=9,8$	12	$\frac{21,9-14}{2}=3,95$
4	$\frac{(79,1-63,9)\ 2}{3}=10,14$	14	$\frac{14,0-8}{2}=3,0$
5	$63,9-53,9=10$	16	$\frac{8,0-5}{2}=1,5$
6	$53,9-43,9=10$	18	$\frac{5-3}{2}=1,0$
7	$\frac{43,9-32}{2}=5,95$	20	$\frac{3,0-1,5}{2}=0,75$

Rezolvare. Cu ecuațiile (6-15) și (6-16) se determină coeficientul vitezei de uscare K pentru perioade cu viteză constantă și viteză descrescîndă de uscare.

Durata primei perioade de uscare este:

$$\tau_1=\frac{w'_{in}-w'_{cr}}{K_1}=\frac{0,33-0,16}{K_1}=\frac{0,17}{K_1}.$$

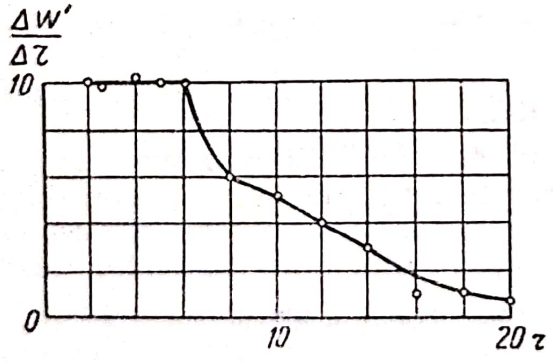


Fig. 6-8. (La exemplul 22.)

Durata perioadei a doua este:

$$\tau_2=\frac{w'_{cr}-w'_{ech}}{K_1}\cdot 2,3\ \lg\frac{w'_{cr}-w'_{ech}}{w'_{fin}-w'_{ech}}=\frac{0,16-0,05}{K_1}\cdot 2,3\ \lg\cdot\frac{0,16-0,05}{0,09-0,05}=\frac{0,111}{K_1}.$$

Durata totală de uscare, conform datelor din exemplu, este de 7 ore.

Deci:

$$\tau_1 + \tau_2 = 7 = \frac{0,17}{K_1} + \frac{0,111}{K_1} = \frac{0,281}{K_1},$$

de unde:

$$K_1 = 0,0402.$$

În noile condiții:

$$\tau_1 = \frac{0,37 - 0,16}{0,0402} = 5,22$$

$$\tau_2 = \frac{0,16 - 0,05}{0,0402} \cdot 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,07 - 0,05} = 4,66.$$

Timpul total necesar pentru uscare va fi:

$$\tau = 5,22 + 4,66 = 9,9 \text{ h}.$$

Exemplul 24. Să se determine durata de uscare a unui material de la 36 pînă la 5,5% umiditate în condiții constante de uscare (pentru aer), știind că materialul se usucă în 5 ore de la 36 la 8% (calculînd umiditatea la materialul complet uscat). Conținutul critic în umiditate al materialului este de 14%. Problema se va rezolva fără a considera conținutul de umiditate la echilibru.

Rezolvare. Se determină valoarea coeficientului de uscare K din ecuația simplificată a cineticii de uscare (6-17):

$$\tau = \frac{w'_{in} - w'_{cr}}{K_1} + \frac{w'_{cr}}{K_1} \ln \frac{w'_{cr}}{w'_{fin}}$$

$$5 = \frac{0,36 - 0,14}{K_1} + \frac{0,14}{K_1} \ln \frac{0,14}{0,08},$$

de unde:

$$K_1 = 0,06.$$

Deci, în condițiile exemplului durata de uscare este:

$$\tau = \frac{0,36 - 0,14}{0,06} + \frac{0,14}{0,06} \cdot 2,3 \lg \frac{0,14}{0,055} = 5,86 \text{ h}.$$

Exemplul 25. Un material oarecare se usucă într-un uscător în contracurent cu funcționare continuă, de la 50 la 3,5% umiditate, calculată la greutatea totală. Capacitatea uscătorului este de 2 260 kg material umed pe oră. Greutatea specifică a materialului uscat este de 640 kg/m³. La 1 kg material uscat corespunde 0,0615 m² suprafață de evaporare.

La o uscare experimentală anterioară s-a găsit că conținutul critic în umiditate al materialului este de 20% din greutatea totală; conținutul în umiditate la echilibru este de 1,5% din greutatea totală.

Scanned with OKEN Scanner

În prima perioadă de uscare, cînd suprafața materialului este saturată cu umiditate, viteza de uscare este de 2,44 kg umiditate pe 1 m²/h. Aerul utilizat în acest caz avea umiditatea de 0,0306 kg/kg.

Umiditatea aerului saturat la temperatura dată a materialului este de 0,0495 kg/kg. Cu ajutorul acestor date s-a determinat coeficientul de uscare $K = \frac{2,44}{0,0495 - 0,0306} = 129 \frac{kg}{m^2h}$, pe unitatea de diferență în umiditate ($\Delta x = 1$).

Să se determine durata de uscare necesară.

Rezolvare. (fig. 6-9). Cu ajutorul ecuației (6-21) se determină durata primei perioade de uscare, adică a acelei perioade în care toată suprafața materialului este saturată cu umiditate.

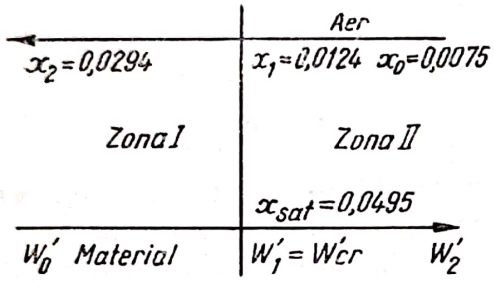


Fig. 6-9. (La exemplul 25.)

Considerînd $t_0 = 20°C$; $\varphi_0 = 0,5$; $t_1 = 140°C$; $t_2 = 63°C$, se găsește $x_0 = 0,0075$ și $x_2 = 0,0294$. Apoi, printr-un calcul obișnuit, care nu se mai dă aici pe larg, se determină debitul de aer $L = 49\,700$ kg aer uscat pe oră, $x_1 = 0,0124$ kg/kg.

$x_{sat} = 0,0495$ kg/kg. Din ecuația (6-21) se determină:

$$A_1 = \frac{2,3 \cdot 49\,700}{129} \cdot \lg \frac{0,0495 - 0,0124}{0,0495 - 0,0294} = 237 \text{ m}^2.$$

La capacitatea de producție a uscătorului indicată, cantitatea de material introdusă pe oră corespunde unei suprafețe de evaporare de:

$$\frac{2\,260 \cdot 50 \cdot 0,0615}{100} = 69,5 \text{ m}^2/\text{h}.$$

Prin urmare, în prima zonă a uscătorului, cantitatea de material trebuie să stea timp de $\frac{237}{69,5} = 3,41$ h, adică durata primei perioade de uscare este de 3 h 25 min.

Trecînd la determinarea duratei perioadei a doua, se găsește:

a) volumul materialului uscat:

$$V_M = \frac{2\,260 \cdot 50}{100 \cdot 640} = 1,77 \text{ m}^3/\text{h};$$

b) conținutul critic în umiditate:

$$w'_{cr} = \frac{20 \cdot 640}{80} = 160 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ material uscat}};$$

c) conținutul în umiditate la echilibru:

$$w'_{ech} = \frac{1{,}5 \cdot 640}{98{,}5} = 9{,}75 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ material uscat}}.$$

Deci, conținutul inițial în umiditate liberă (la punctul critic) este $w^* = w^*_{cr} = w'_{cr} - w'_{ech} = 160 - 9{,}75 = 150{,}25$ kg/m³ material uscat.

În continuare, pentru perioada a doua de uscare se obține:

$x_{sat} = 0{,}0495$ kg/kg;
$x_0 = 0{,}0075$ kg/kg;
$x_1 = 0{,}0124$ kg/kg;
$x_2 = 0{,}0294$ kg/kg.

Suprafața de evaporare necesară în zona a doua se determină cu ecuația (6-23).

În cazul dat se obține:

$$\frac{w^* V_M}{L} = \frac{150{,}25 \cdot 1{,}77}{49\,700} = 0{,}0054$$

și

$$A_2 = \frac{150{,}25}{129} \cdot \frac{1{,}77}{0{,}0495 + 0{,}0054 - 0{,}0124} \times$$

$$\times \ln \frac{(0{,}0495 - 0{,}0075)\, 0{,}0054}{(0{,}0495 - 0{,}0124) \cdot (0{,}0075 + 0{,}0054 - 0{,}0124)} = 120 \text{ m}^2,$$

adică în a doua zonă, cantitatea de material trebuie să stea încărcată timp de $\frac{120}{69{,}5} = 1{,}73$ ore. Deci, durata perioadei a doua de uscare este de 1 oră și 44 min.

Durata totală de uscare este prin urmare:
$\tau = 3$ h 25 min + 1 h 44 min = 5 h 9 min.

Exemplul 26. Să se determine durata de uscare a cristalelor de acid salicilic (particulele formei hidratate) într-un uscător pneumatic cu aer și lungimea necesară a uscătorului în următoarele condiții: capacitatea de producție 250 kg/h produs uscat; diametrul particulelor $d_p = 1$ mm; densitatea materialului $\rho_{mat} = 1\,480$ kg/m³.

Scanned with OKEN Scanner

Caracteristicile stării aerului:

înaintea caloriferului ..... $t_0 = 15°C$; $\varphi_0 = 0,7$;
după calorifer ..... $t_1 = 90°C$;
la ieşirea din uscător ..... $t_2 = 50°C$.
Temperatura cristalelor la intrare ..... $\vartheta_1 = 15°C$.
Temperatura cristalelor la ieşire ..... $\vartheta_2 = 40°C$.
Căldura specifică a cristalelor uscate ..... $c_{fin} = 1,16 \cdot 10^3$

$$\text{J/kg grd sau } 0,276 \frac{\text{kcal}}{\text{kgf·grd}}.$$

Umiditatea cristalelor (calculată în substanţă absolut uscată):

iniţială ..... $w'_{in} = 15\%$;
finală ..... $w'_{fin} = 1\%$.

Rezolvare. Durata uscării se poate determina din ecuaţia transmiterii căldurii:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha A \Delta t}.$$

Pentru determinarea consumului de aer şi căldură pentru uscare se reprezintă procesul de uscare într-o diagramă $I - x$ (fig. 6—10), calculînd mai întîi cantitatea de umiditate W îndepărtată şi pierderea de căldură Δ:

$$W = G_{usc} \frac{w'_{in} - w'_{fin}}{100} = 250 \cdot 0,99\,(0,15 - 0,01) = 34,6 \text{ kg/h}$$

$$\Delta = q_{mat} + q_{pierderi} - \vartheta_1 c_{in}$$

$$q_{mat} = \frac{G_{fin} \cdot c_{fin}\,(\vartheta_2 - \vartheta_1)}{W} = \frac{250 \cdot 1,16 \cdot 10^3 (40 - 15)}{34,6} =$$

$$= 209,5 \cdot 10^3 \text{ J/kg umiditate.}$$

Se consideră pierderile de căldură egale cu 10% din consumul de căldură pentru încălzirea materialului şi aerului şi pentru evaporarea umidităţii:

$$q_{pierderi} = 0,1\ q_{usc} = 0,1(2\,493 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3\, t_2 + q_{mat} - 4,19 \cdot 10^3 \vartheta_1) =$$

$$= 0,1(2\,493 \cdot 10^3 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 50 + 209,5 \cdot 10^3 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 15) =$$

$$= 274 \cdot 10^3 \text{ J/kg umiditate.}$$

În acest caz:

$$\Delta = 209,5 \cdot 10^3 + 274 \cdot 10^3 - 4,19 \cdot 10^3 \cdot 15 = 420,2 \cdot 10^3 \text{ J/kg umiditate.}$$

Pentru determinarea poziţiei punctului C' (BC' corespunde procesului real de uscare, iar BC — celui teoretic) se procedează în felul următor (fig. 6-10). Se alege pe dreapta BC un punct oarecare L.

Scanned with OKEN Scanner

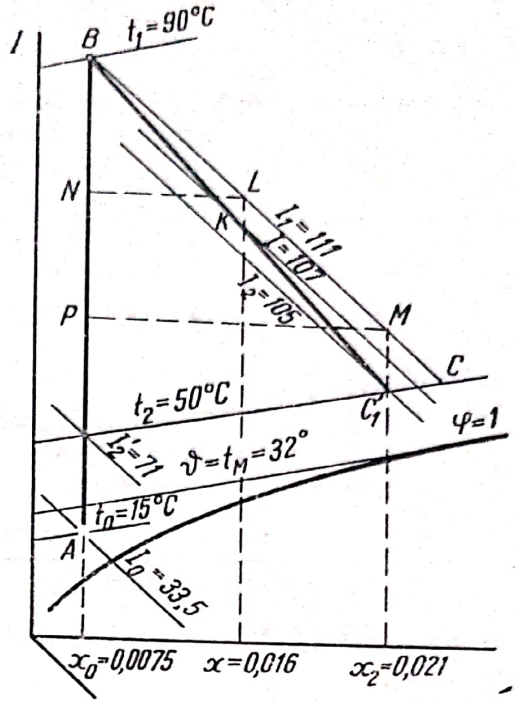


Fig. 6-10. (La exemplul 26.)

Din asemănarea triunghiurilor $C'MB$ și KLB rezultă:

$$\frac{MC'}{KL}=\frac{BM}{BL}.$$

Din asemănarea triunghiurilor PMB și NLB rezultă:

$$\frac{BM}{BL}=\frac{PM}{NL},$$

de unde:

$$\frac{MC'}{LK}=\frac{PM}{NL}.$$

Înlocuind valorile corespunzătoare ale segmentelor, se obține:

$$\frac{I_1-I_2}{I_1-I}=\frac{x_2-x_0}{x-x_0},$$

în care x și I sînt coordonatele punctului K.

De aici rezultă:

$$I_1-I=\frac{I_1-I_2}{x_2-x_0}(x-x_0).$$

Însă:

$$\frac{I_1-I_2}{x_2-x_0}=I(I_1-I_2)=\Delta.$$

Atunci:

$$I_1 - I = \Delta(x - x_0).$$

Pentru determinarea poziției punctului K, prin care trebuie să treacă dreapta BC', se alege o valoare arbitrară pentru x, de exemplu 0,016. Deoarece x_0 și I_1 sînt cunoscute din condițiile inițiale, iar Δ a fost determinat, rezultă că pentru valoarea aleasă a lui x se obține următoarea valoare pentru I:

$$I = t_1 - \Delta(x - x_0) = 111{,}0 \cdot 10^3 - 420{,}2 \cdot 10^3 (0{,}016 - 0{,}0075) =$$
$$= 107 \cdot 10^3 \text{ J/kg aer uscat.}$$

Ducînd prin punctele B și K o dreaptă, la intersecția cu izoterma $t_2 = 50°C$ se obține punctul C', care corespunde stării aerului la ieșirea din uscător.
Pentru punctul C' se găsește $x_2 = 0{,}021$ kg/kg, $I_2 = 105$ kJ/kg.
Cantitatea de aer (uscat) necesară pentru uscare este:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0} = \frac{34{,}6}{0{,}021 - 0{,}0075} = 2\,560 \text{ kg/h}.$$

Consumul de căldură în uscător (cantitatea de căldură preluată de aer în calorifer) este:

$$Q = L(I_1 - I_0) = \frac{2\,560\,(111{,}0 \cdot 10^3 - 33{,}5 \cdot 10^3)}{3\,600} = 55\,200 \text{ W}.$$

Coeficientul parțial de transmitere a căldurii α de la aerul cald la particulele de material supus uscării în condițiile din uscătorul tubular poate fi determinat aproximativ din figura 6-11, în care este redată funcția $Nu = f(Ar)$, construită după datele lui Fedorov [6-6] *.
Criteriul lui Nusselt este:

$$Nu = \frac{\alpha d_p}{\lambda}$$

unde:
d_p este diametrul particulei, egal cu 10^{-3} m;
$\lambda = 0{,}0285$ W/(m · grd) — coeficientul de conductibilitate termică al aerului.
Criteriul lui Arhimede este:

$$Ar = \frac{d^3_p(\rho_{mat} - \rho_m)\, g}{\nu^2 \rho_m},$$

unde:
$\rho_{mat} = 1\,480$ kg/m³ este densitatea materialului;
$\rho_m = 1{,}03$ kg/m³ — densitatea aerului la temperatura medie

$$t_m = \frac{90 + 50}{2} = 70°C;$$

$\nu = 2 \cdot 10^{-5}$ m²/s — viscozitatea cinematică a aerului la 70°C.

*Pentru ușurința construcției, această dependență este redată în coordonatele lg Nu — lg $Ar^{1/3}$

Înlocuind aceste valori, se obține:

$$Ar = \frac{10^{-9}(1\,480 - 1{,}03)\ 9{,}81}{2^2 \cdot 10^{-10} \cdot 1{,}03} = 3{,}52 \cdot 10^4.$$

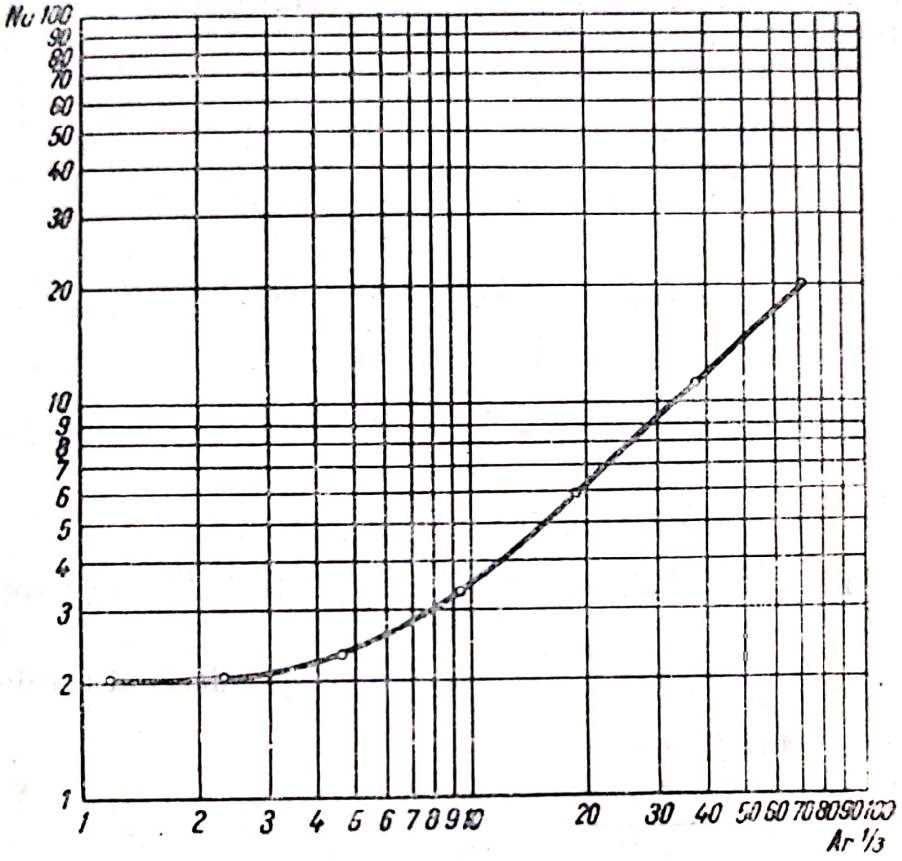


Fig. 6-11. Dependența criteriului *Nu* de criteriul *Ar*.

Atunci:

$$Ar^{1/3} = 32{,}8 \text{ și } Nu = 10.$$

De aici:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d_p} = 10\,\frac{0{,}0285}{0{,}001} = 285\,\frac{W}{m^2 \cdot \text{grd}}.$$

Suprafața exterioară a particulelor este:

$$A = n\pi d_p^2.$$

Numărul de particule care trec prin uscător pe oră este:

$$n = \frac{G}{\frac{\pi d_p^3}{6}\rho_{mat}}.$$

Prin urmare:

$$A = \frac{6G}{d_p \rho_{mat}} = \frac{6 \cdot 250}{0{,}001 \cdot 1\,480 \cdot 3\,600} = 0{,}281 \text{ m}^2/\text{s} = 1\,010 \text{ m}^2/\text{h}.$$

Diferenţa medie de temperatură se determină în mod aproximativ * în felul următor:

$$90 \xrightarrow{\text{aer}} 50$$

$$\frac{32}{\Delta t_1 = 58} \xrightarrow{\text{material}} \frac{40}{\Delta t_2 = 10}$$

$$\Delta t_m = \frac{50 - 10}{2{,}3 \lg \frac{58}{10}} = 27{,}3 \text{ grd}.$$

Cantitatea de căldură Q', cedată de aerul cald materialului care se usucă, este:

$$Q' = Q - Q_{pierd} - L(I_2' - I_0) =$$

$$= 55\,200 - \frac{274 \cdot 10^3 \cdot 34{,}6 - 2\,560(71 \cdot 10^3 - 33{,}5 \cdot 10^3)}{3\,600} = 25\,800 \text{ W},$$

unde $I_2' = 71 \cdot 10^3$ J/kg aer uscat este conţinutul caloric al aerului la $x_0 = 0{,}0075$ şi $t_2 = 50°C$.

Prin urmare, durata de uscare este:

$$\tau = \frac{Q'}{\alpha A \Delta t_m} = \frac{25\,800}{285 \cdot 0{,}281 \cdot 27{,}3} = 11{,}85 \text{ s}.$$

Lungimea uscătorului poate fi determinată din următoarea relaţie:

$$\tau = \frac{l}{w - w_{sed}},$$

unde:

l este lungimea tubului, în m;
w — viteza aerului în uscător, în m/s;
w_{sed} — viteza de sedimentare, în m/s, care se determină din figura 3-1, în care se redă dependenţa, $Ly = f(Ar)$ pentru particulele formei hidratate. Pentru $Ar = 3{,}52 \cdot 10^4$ corespunde $Ly = 205$. Prin urmare:

$$w_{sed} = \sqrt{\frac{Ly \nu_m (\rho_{mat})\, g}{\rho_m}} = \sqrt{\frac{205 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 1{,}48 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{1{,}03}} = 3{,}86 \text{ m/s}.$$

* Neţinînd cont de încălzirea materialului, temperatura se poate lua egală cu temperatura termometrului umed, adică 32°C (v. fig. 6-10).

De obicei se consideră $w = (1{,}1 \div 1{,}25) w_{sed}$. Se consideră $w = 3{,}86 \cdot 1{,}2 = 4{,}64$ m/s. Atunci:

$$l = \tau(w - w_{sed}) = 11{,}85\,(4{,}64 - 3{,}86) = 9{,}25 \text{ m.}$$

În realitate, timpul de staționare a particulelor în uscătorul tubular este mai mare decît cel calculat, deoarece nu se ia în considerație timpul de antrenare a particulelor, după care numai se determină regimul de mișcare; acesta rezultă din date experimentale.

Lungimea suplimentară a tubului pentru particule de dimensiunile 0,2—1 mm poate fi determinat din relația empirică *:

$$l_p = wd.$$

Aici:

w este viteza aerului, în m/s;
d — diametrul particulelor, în mm.
În exemplul dat $l_p = 4{,}64 \cdot 1 = 4{,}64$ m.
Atunci, lungimea totală a uscătorului tubular va fi:

$$L = 9{,}25 + 4{,}64 = 13{,}89 \text{ m.}$$

Diametrul uscătorului se determină din ecuația debitului:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\ w}}.$$

$$V \approx \frac{2\,560}{1{,}03 \cdot 3\,600} = 0{,}69 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Atunci:

$$D = \sqrt{\frac{0{,}69}{0{,}785 \cdot 4{,}64}} = 0{,}224 \text{ m}.$$

Exemplul 27. Să se determine debitul de aer și cantitatea de căldură necesară la uscarea a 1 t de material umed de la $w_{in} = 50\%$ pînă la $w_{fin} = 6\%$ (calculat la masa totală) într-un uscător teoretic, care funcționează: *a)* după varianta normală de uscare; *b)* cu încălzire intermediară, considerînd că aerul în calorifer se încălzește pînă la 100°C; *c)* cu recircularea a 80% din aerul utilizat.

Să se compare de asemenea potențialele de uscare pentru aceste variante.

Parametrii aerului atmosferic sînt: $t_0 = 25$°C; $x_0 = 0{,}0095$ kg/kg aer uscat.

Parametrii aerului recirculat sînt: $t_2 = 60$°C; $x_0 = 0{,}041$ kg/kg aer uscat.

* Această relație este obținută prin prelucrarea datelor experimentale ale lui Fedorov, la viteze ale aerului de la 15 la 50 m/s.

Rezolvare. Se determină cantitatea de umiditate evaporată la uscare:

$$W = G_{in}\frac{w_{in} - w_{fin}}{100 - w_{fin}} = 1\,000\frac{50 - 6}{100 - 6} = 468 \text{ kg/h}.$$

a) Varianta de uscare normală.
Consumul specific de aer uscat este:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0{,}041 - 0{,}0095} = 31{,}8\frac{\text{kg}}{\text{kg umiditate}}.$$

Consumul total de aer uscat este:

$$L = lW = 31{,}8 \cdot 468 = 14\,900 \text{ kg/h}.$$

Consumul specific de căldură este:

$$q = l(I_2 - I_0) = 31{,}8\,(40 - 11) = 921 \text{ kcal/kg umiditate}.$$

Valorile conţinutului caloric se găsesc folosind diagrama din figura 6-1.
Consumul de căldură pe oră este:

$$Q = Wq = 468 \cdot 921 = 431\,000 \text{ kcal/h}.$$

b) În procesul de uscare cu o încălzire intermediară (fig. 6-12) sînt necesare în total două calorifere, pentru ca aerul să se încălzească pînă la 100°C.

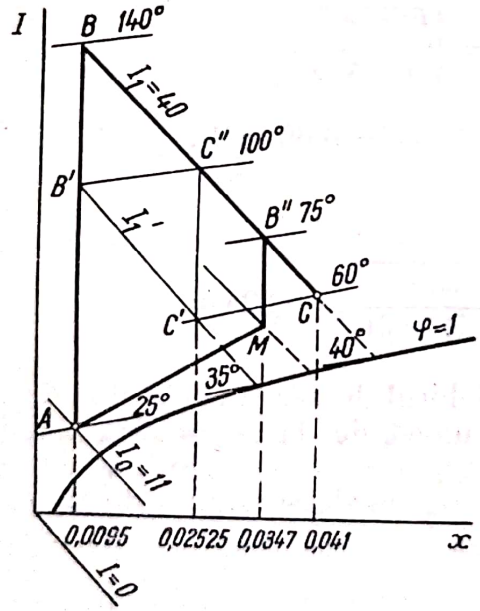


Fig. 6-12. (La exemplul 27.)

În acest caz, în prima zonă de uscare, conţinutul de umiditate al aerului creşte pînă la 0,02525 kg/kg aer uscat, iar debitul specific de aer uscat va fi:

$$l' = \frac{1}{0{,}02525 - 0{,}0095} = 63{,}6\frac{\text{kg}}{\text{kg umiditate}}.$$

Deoarece în prima zonă a uscătorului se evaporă numai jumătate din umiditatea totală, adică 468 : 2 = 234 kg, debitul orar de aer va fi:

$$L = l' \frac{W}{2} = 63{,}6 \cdot 234 = 14\,900 \text{ kg/h}.$$

În a doua zonă a uscătorului are loc evaporarea restului de umiditate cu ajutorul aceluiași aer, care a fost însă preîncălzit în caloriferul intermediar. Căldura folosită la încălzirea aerului se consumă în cele două calorifere, iar consumul de căldură va fi egal cu:

$$Q = l'(I_2' - I_0)\frac{W}{2} + l'(I_2 - I_2')\frac{W}{2} = \frac{W}{2} l'(I_2 - I_0).$$

Întrucît $\frac{l'}{2} = l$, rezultă:

$$Q = Wl(I_2 - I_0) = 468 \cdot 31{,}8\,(40 - 11) = 431\,000 \text{ kcal/h}.$$

c) Pentru procesul de uscare cu recircularea unei părți din aer (80%) se determină caracteristicile amestecului care intră în calorifer:

$$X_{am} = 0{,}2\ x_0 + 0{,}8\ x_2 = 0{,}2 \cdot 0{,}0095 + 0{,}8 \cdot 0{,}041 = 0{,}0347 \frac{\text{kg umiditate}}{\text{kg aer uscat}}.$$

$$I_{am} = 0{,}2\ I_0 + 0{,}8\ I_2 = 0{,}2 \cdot 11 + 0{,}8 \cdot 40 = 34{,}2 \frac{\text{kcal}}{\text{kgf aer uscat}}.$$

Atunci consumul specific de aer va fi:

$$l'' = \frac{1}{x_2 - x_{am}} = \frac{1}{0{,}041 - 0{,}0347} = 159 \frac{\text{kg}}{\text{kg umiditate}},$$

iar cantitatea de aer care intră în uscător este:

$$L'' = Wl'' = 468 \cdot 159 = 74\,500 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea de aer atmosferic (20%) va fi:

$$L = 74\,500 \cdot 0{,}2 = 14\,900 \text{ kg/h}.$$

Consumul specific de căldură este:

$$q = \frac{I_2 - I_{am}}{x_2 - x_{am}} = \frac{40 - 34{,}2}{0{,}041 - 0{,}0347} = 921 \frac{\text{kcal}}{\text{kgf umiditate}}.$$

Consumul orar de căldură va fi:

$$Q = Wq = 468 \cdot 921 = 431\,000 \text{ kcal/h}.$$

Din compararea cantităților de aer și de căldură necesare uscării în cele trei variante considerate rezultă că la aceiași parametri inițiali și finali ai aerului (v. poziția punctelor A și C pe diagrama $I - x$, fig. 6-12), acestea sînt aceleași.

Scanned with OKEN Scanner

Se compară forţele motrice medii de uscare:

$$a)\ x_m = \frac{(t_1 - t_{am}) - (t_2 - t_{am})}{2{,}3 \lg \frac{t_1 - t_{am}}{t_2 - t_{am}}} = \frac{(140 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3 \lg \frac{140 - 40}{60 - 40}} = 49{,}8 \text{ grd}$$

$$b)\ x_{m_1} = \frac{(100 - 35) - (60 - 35)}{2{,}3 \lg \frac{100 - 35}{60 - 35}} = 41{,}8 \text{ grd}$$

$$x_{m_2} = \frac{(100 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3 \lg \frac{100 - 40}{60 - 40}} = 36{,}5 \text{ grd}$$

$$x_m = \frac{41{,}8 + 36{,}5}{2} = 39{,}15 \text{ grd}$$

$$c)\ x_m = \frac{(75 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3 \lg \frac{75 - 40}{60 - 40}} = 26{,}7 \text{ grd.}$$

Din compararea forţelor motrice de uscare rezultă că valoarea cea mai mică a forţei motrice (condiţiile cele mai blînde de uscare) s-a obţinut în cazul variantei cu recircularea aerului uscat, iar valoarea cea mai mare în cazul variantei normale de uscare.

Exemplul 28. Să se determine durata procesului periodic de uscare în strat fluidizat de cărbune activ, a vaporilor saturaţi de alcool etilic. Uscarea se conduce cu aer la temperatura de 80°C.

Umiditatea cărbunelui (calculată la masa uscată)

— iniţială ..... $w_{in} = 71\%$;
— finală ..... $w_{fin} = 2\%$;
— critică ..... $w_{cr} = 35\%$;
— de echilibru ..... $w_{ech} = 0{,}8\%$.

Diametrul ..... $d = 1{,}08$ mm.
Densitatea cărbunelui ..... $\rho_{mat} = 730$ kg/m^3.
Înălţimea liberă a stratului în vrac ..... $h_0 = 350$ mm.
Temperatura termometrului umed (în prima perioadă a uscării) ..... $t_u = 21$°C.

Rezolvare. Pentru determinarea duratei de uscare în strat fluidizat în regim periodic al procesului se foloseşte ecuaţia *:

$$\frac{w_{in} - w_{cr}}{w_{cr} - w_{ech}} - 2{,}3 \lg \frac{w_{fin} - w_{ech}}{w_{cr} - w_{ech}} = 1{,}2\ Fo\ Re\ (Ko')^{-1} \left(\frac{\lambda g}{\lambda_{mat}}\right) \left(\frac{p_v}{p_g}\right)^{0{,}25} \left(\frac{h_{st.c}}{d}\right)^{-1}.$$

* Şi-Ian-Fu, P. G. Romankov, N. B. Raşkovskaia, „J.P.H", XXXV, 530 (1962).

În această ecuație $\frac{p_v}{p_g}$ și Ko' se calculează pentru prima perioadă.

După înlocuirea în criteriul de similitudine a valorilor fizice corespunzătoare și simplificarea mărimilor similare se obține:

$$\frac{w_{in} - w_{cr}}{w_{cr} - w_{ech}} - 2{,}3 \lg \frac{w_{fin} - w_{ech}}{w_{cr} - w_{ech}} =$$

$$= 4{,}8 \frac{\tau w \Delta t_m \lambda_g}{\rho_{mat} \nu_r (w_{cr} - w_{ech}) h_{st\cdot c}} \left(\frac{p_v}{p_g}\right)^{0{,}25}.$$

Determinarea vitezei aerului.

Viteza critică de fluidizare se determină după graficul $Ly = f(Ar)$ (fig. 3-10). Criteriul lui Arhimede este:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_{mat}\, g}{\nu^2 \rho_g} = \frac{1{,}08^3 \cdot 10^{-9} \cdot 7{,}3 \cdot 10^2 \cdot 9{,}81}{1{,}5^2 \cdot 10^{-10} \cdot 1{,}2} = 3{,}34 \cdot 10^4$$

unde:

$$\rho_g = 1{,}2 \text{ kg/m}^3 \text{ (la 21°C)}; \quad \nu = 1{,}5 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Valorii $Ar = 3{,}34 \cdot 10^4$ îi corespunde $Ly_{cr} = 0{,}1$ (v. fig. 3-10).

Viteza critică va fi:

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{cr} \cdot \nu \cdot \rho_m \cdot g}{\rho_g}} = \sqrt[3]{\frac{0{,}1 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{-5} \cdot 7{,}3 \cdot 10^2 \cdot 9{,}81}{1{,}2}} = 0{,}208 \text{ m/s}.$$

Se determină valoarea de lucru a criteriului Ly, corespunzătoare limitei inferioare a porozității stratului fluidizat $\varepsilon = 0{,}55$.

Din cărbunele activ se îndepărtează în cea mai mare parte umiditatea reținută prin sorbție (alcoolul etilic). Procesul are loc cu preponderență în perioada a doua, de aceea se și recomandă a se lucra cu valori mai scăzute ale vitezei purtătorului de căldură. Atunci valoarea de lucru $Ly = 2{,}3$ (după fig. 3-10).

Numărul de fluidizare este:

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{cr}}} = \sqrt[3]{\frac{2{,}3}{0{,}1}} = 2{,}84.$$

Viteza aerului (raportată la întreaga secțiune a aparatului) este:

$$w = K_w \cdot w_{cr} = 2{,}84 \cdot 0{,}208 = 0{,}59 \text{ m/s}.$$

Diferența medie de temperatură (pentru prima perioadă a uscării) este:

$$\Delta t_m = \frac{t_1 - t_m}{2{,}3 \lg (t_1 - t_m)} = \frac{80 - 21}{2{,}3 \lg (80 - 21)} = 14{,}5 \text{ grade}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Durata de uscare este:

$$\tau = \frac{\left(\frac{w_{in} - w_{cr}}{w_{cr} - w_{ech}}\right) - 2{,}3 \lg \left(\frac{w_{fin} - w_{ech}}{w_{cr} - w_{ech}}\right) \rho_{mat}\, \nu r\, (w_{cr} - w_{ech})\, h_{st\cdot c}}{4{,}8\, w \Delta t_m\, \lambda_g \left(\frac{p_v}{p_g}\right)^{0{,}25}} =$$

$$= \frac{5{,}40 \cdot 0{,}73 \cdot 10^3 \cdot 1{,}5 \cdot 10^{-5} \cdot 9{,}14 \cdot 10^5 \cdot 0{,}342 \cdot 0{,}21}{4{,}8 \cdot 0{,}59 \cdot 14{,}5 \cdot 0{,}0256 \left(\frac{50}{710}\right)^{0{,}25}} = 7\,180 \text{ s} \approx 2 \text{ h}.$$

În această ecuaţie:

$h_{st\cdot c} = h(1 - \varepsilon_0) = 0{,}35\,(1 - 0{,}4) = 0{,}21$ m este înălţimea stratului compact;

ε_0 — porozitatea stratului liber în vrac (se consideră $\varepsilon_0 = 0{,}4$);

$\nu = 1{,}5 \cdot 10^{-2}$ m²/s;

$r = 9{,}14 \cdot 10^5$ J/kg;

$\lambda_g = 0{,}256$ W/(m.grd);

$p_v = 50$ mm Hg;

$p_g = 710$ mm Hg.

PROBLEME

1. De cîte ori este mai mare cantitatea de umiditate care trebuie îndepărtată la uscarea unui material de la 50 la 25% decît la uscarea de la 2 pînă la 1% umiditate (calculate la greutatea totală)? În ambele condiţii, prin uscător trece 1 kg material umed.

2. Să se găsească entalpia şi umiditatea aerului care părăseşte uscătorul la $t = 50$°C şi $\varphi = 0{,}7$.

3. Să se găsească conţinutul în umiditate şi umiditatea relativă a unui amestec vapori-aer la 50°C, dacă se ştie că presiunea parţială a vaporilor de apă în amestec este de 0,1 at sau 73,5 mm Hg.

4. Să se determine conţinutul în vapori de apă în amestec cu: *a*) aerul; *b*) hidrogenul; *c*) etan (raportat la 1 kg gaz uscat) la $t = 35$°C şi $\varphi = 0{,}45$. Presiunea totală $P = 1{,}033$ ata.

5. Să se compare consumul specific de aer şi căldură într-un uscător în timp de vară şi în timp de iarnă (în condiţiile Bucureştiului *), dacă în ambele cazuri, aerul care iese din uscător va avea $t_2 = 40$°C şi $\varphi_2 = 0{,}6$ — uscătorul este teoretic; folosindu-se varianta normală de uscare. Pentru caracteristicile de stare ale aerului în diferite regiuni şi în diferite perioade ale anului, v. tabela LI.

* Leningradului, în original.

Scanned with OKEN Scanner

6. Presiunea totală (absolută) a amestecului vapori-aer la 150°C și la umiditatea relativă $\varphi = 0{,}5$ reprezintă 743 mm Hg. Să se determine presiunea parțială a vaporilor de apă și aerului, cît și umiditatea aerului.

7. Aerul umed cu temperatura de 130° și $\varphi = 0{,}3$ se găsește sub o presiune de $P = 7$ ata. Să se determine presiunea parțială a aerului, densitatea și umiditatea.

8. Care este cantitatea de umiditate transportată de aer intrat în uscător în cantitate de 200 kg/h (raportat la aer perfect uscat), cu temperatura $t_1 = 95°C$ ($P = 745$ mm Hg) și $\varphi_1 = 5\%$ și ieșit din uscător cu $t_2 = 50°C$ și $\varphi_2 = 60\%$?
Să se determine de asemenea consumul specific de aer.

9. Aerul umed cu temperatura de 130°C și $\varphi = 1$ se găsește sub presiune absolută $P = 7$ ata. Să se determine presiunea parțială a vaporilor de apă, densitatea aerului umed și umiditatea.

10. Să se determine capacitatea unui ventilator de tiraj pentru uscător, în care din materialul de uscat se îndepărtează 100 kg/h umiditate în următoarele condiții $t_0 = 15°C$, $\varphi_0 = 0{,}8$, $t_2 = 45°C$, $\varphi_2 = 0{,}6$, $P = 750$ mm Hg.

11. Aerul se încălzește într-un calorifer înainte de intrarea în uscător pînă la 113°C. La ieșirea din uscător, aerul are temperatura de 60°C și $\varphi_2 = 0{,}30$. Să se determine punctul de rouă al aerului înconjurător. Uscarea are loc după dreapta $I = const$.

12. Temperatura aerului la termometrul uscat este de 50°C, iar la termometrul umed de 30°C. Să se determine toate caracteristicile aerului.

13. Să se determine consumul orar de aer și consumul de căldură într-un uscător cu recirculație parțială de aer în următoarele condiții:
— caracteristicile aerului (raportat la aer uscat):

atmosferic ..... $I_0 = 12$ kcal/kgf; $\varphi_0 = 0{,}7$;
epuizat ..... $I_2 = 62$ kcal/kgf; $\varphi_2 = 0{,}8$;
cantitatea de aer recirculat ....80% (din cel intrat în uscător);

— umiditatea materialului (raportat la masa totală):

inițială ..... $w_{in} = 47\%$;
finală ..... $w_{fin} = 5\%$;

— capacitatea uscătorului (la material umed) ..... $G_{in} = 1{,}5$ t/h.

14. Să se determine cantitatea de aer necesară pentru procesul de uscare și consumul de căldură în calorifer în următoarele condiții:
— caracteristicile aerului:

atmosferic ..... $x_0 = 0{,}01$ $t_0 = 20°C$;
epuizat ..... $x_2 = 0{,}028$ $t_2 = 34°C$;

Scanned with OKEN Scanner

— umiditatea produsului (raportată la masa totală):
inițială ..... $w_{in} = 50\%$;
finală ..... $w_{fin} = 13\%$;
— capacitatea uscătorului (în material absolut uscat) ..... $G = 1$ t/h;
— pierderile de căldură în mediul înconjurător $Q_{pierd} = 15\%$ din cantitatea totală de căldură.

15. Să se determine randamentul unui uscător teoretic, dacă starea aerului variază la $\varphi_0 = 0{,}7$ și $t_0 = 20°C$ pînă la $\varphi_2 = 0{,}6$ și $t_2 = 50°C$. Umiditatea se evaporă la temperatura termometrului umed.

16. Să se găsească forța motrice medie de uscare într-un uscător teoretic la $t_0 = 20°C$, $\varphi_0 = 0{,}7$ și $t_2 = 50°C$, $\varphi_2 = 0{,}4$.

17. Într-un uscător teoretic intră aer cu temperatura de 85°C, pentru care forța motrice de uscare este de 43°C. Forța motrice de uscare a aerului care părăsește uscătorul este de 8°C. Să se găsească presiunea parțială a vaporilor de apă din aerul care iese din uscător și procentul volumetric de vapori de apă al acestuia, dacă $P = 750$ mm Hg.

18. Un material umed avînd umiditatea inițială de 33%, umiditatea critică de 17% și umiditatea la echilibru de 2%, se usucă pînă la o umiditate de 9% în timp de 8 h. Să se determine durata uscării în aceleași condiții pînă la o umiditate de 3%. Umiditatea este dată în procente din greutatea substanței complet uscată.

19. Să se determine suprafața de încălzire a unui uscător tambur cu vid, în care se pot usca 200 kg/h (material uscat). Umiditatea inițială este de 50% și finală de 5% (din greutatea totală). Coeficientul de transmitere a căldurii este de 348 W/(m²·grd); temperatura de uscare de 60°C; căldura specifică a materialului uscat de $1{,}26 \cdot 10^3$ J/(kg·grd), adică 0,3 kcal/(kgf·grd); temperatura inițială a materialului de 20°C. Presiunea aburului de încălzire $P = 1{,}5$ ata. Pierderile de căldură reprezintă 10% din cantitatea totală de căldură cedată de aburul de încălzire.

20. Să se găsească punctul de rouă și umiditatea relativă a aerului care iese dintr-un uscător, folosind indicațiile psihrometrului, $t_{us} = 50°C$, $t_{um} = 35°C$.

21. Să se determine cantitatea de umiditate evaporată într-un uscător, a cărui capacitate de producție, raportată la materialul absolut uscat, este de 1 200 kg/h. Umiditatea inițială a materialului este de 75%, iar cea finală, de 10% (față de materialul complet uscat).

22. Să se determine temperatura materialului umed (în prima perioadă de uscare) dintr-un uscător teoretic, dacă aerul atmosferic intră în calorifer la $t_0 = 15°C$ și $\varphi_0 = 0{,}8$ și se încălzește pînă la $t_1 = 123°C$.

23. Să se determine densitatea aerului umed la $t = 40°C$ și $\varphi = 80\%$, dacă presiunea totală $P = 1$ ata.

Scanned with OKEN Scanner

24. Într-un uscător cu capacitatea de 1 t/h (în raport cu materialul umed) se usucă un material de la umiditatea de 55% până la 8% (în raport cu greutatea totală). Aerul atmosferic are următoarele caracteristici: $t_0 = 20°C$ și $\varphi_0 = 0{,}75$ și se încălzește în calorifer până la $t_1 = 110°C$. Forța motrice de uscare la ieșirea din uscător $x_2 = 10°C$. Să se determine consumul de aer și de abur de încălzire, dacă presiunea aburului $P = 2{,}5$ ata, iar gradul de uscare al acestuia este de 95%.

25. Într-un uscător cu capacitatea de 500 kg/h (în raport cu produsul absolut uscat) se usucă un material de la 42% până la 9% umiditate (raportată la substanța absolut uscată). Temperatura aerului care intră în calorifer $t_0 = 20°C$, iar punctul său de rouă $t_r = 8°C$. Procesul de uscare se face la $I = 30$ kcal/kgf. Temperatura aerului la ieșirea din uscător $t_2 = 45°C$. Uscarea se face după varianta normală. Să se determine consumul de abur de încălzire și suprafața de încălzire a caloriferului, dacă presiunea aburului de încălzire este de 2 at și umiditatea de 5%, iar coeficientul total de transmitere a căldurii $K = 27$ kcal/(m²·h·grd). Pierderile de căldură în mediul înconjurător reprezintă 15% din căldura utilă consumată.

26. Aerul cu $t = 60°C$ și $\varphi = 0{,}2$ se răcește în contracurent cu apă rece într-un schimbător de căldură tubular până la punctul de rouă. Apa de răcire se încălzește de la 15 până la 25°C. Să se determine cantitatea de aer răcit, presiunea parțială și procentele în volum a vaporilor de apă în aer, cantitatea de apă de răcire, dacă suprafața schimbătorului de căldură este de 15 m², iar coeficientul total de transmitere a căldurii $K = 46{,}4$ W/(m² grd).

27. Să se găsească temperatura și conținutul în umiditate al aerului care iese dintr-un uscător teoretic, dacă potențialul mediu de uscare $x_m = 47$ grd. Aerul intră în calorifer cu $x_0 = 0{,}0075$ kg/kg, $\varphi_0 = 70\%$. Conținutul caloric al aerului care trece din calorifer în uscător este $I = 144{,}2$ kJ/kg. Să se determine de asemenea temperatura materialului umed (în prima perioadă de uscare).

28. Să se determine temperatura aerului care intră într-un uscător, dacă forța motrice medie a procesului de uscare $\Delta x_m = 0{,}0192$ kg/kg, temperatura aerului care iese din uscător $t_2 = 45°C$, iar umiditatea lui relativă $\varphi_2 = 60\%$.

29. Să se determine debitul de aer, consumul de abur și presiunea acestuia pentru un uscător cu aer în contracurent, care funcționează după varianta normală de uscare. Capacitatea uscătorului este de 600 kg/h material umed cu umiditatea inițială de 50% (raportată la masa totală), iar cea finală de 9%. Aerul care intră în calorifer are $t_0 = 10°C$, $\varphi_0 = 80\%$; aerul care iese din uscător are $t_2 = 50°C$; $\varphi_2 = 50\%$. Temperatura aburului de încălzire se admite. Umiditatea aburului de încălzire este de 6%.

Calculul se va face: *a)* pentru uscătorul teoretic; *b)* pentru uscătorul real, considerînd că temperatura materialului la intrarea în uscător este de 16°C, iar la ieșire de 55°C. Căldura specifică a materialului uscat este de 1,68 kJ/(kg grd). Masa instalației de transport (transportor din oțel) care suportă încărcarea orară de material brut este de 450 kg. Pierderile de căldură în

Scanned with OKEN Scanner

mediul înconjurător se vor considera 10% din cantitatea de căldură transmisă aerului în calorifer.

30. Într-un uscător teoretic, care funcționează după varianta cu preîncălzirea intermediară a aerului (în trepte), intră 1 800 kg/h material umed cu $w_{in} = 39\%$ și iese cu $w_{fin} = 8\%$ (raportat la masa totală). La ieșirea din uscător, aerul are temperatura de 45°C. Temperatura aerului atmosferic este de 20°C. Instalația de uscare are în total trei calorifere, aerul încălzindu-se în fiecare din ele pînă la 70°C. După fiecare calorifer, aerul se saturează în uscător cu vapori de apă pînă la $\varphi = 0{,}7$. Să se determine debitul de aer uscat și consumul de abur de încălzire. Presiunea aburului de încălzire $P = 3$ ata, umiditatea lui fiind de 5%. Se va reda schema procesului în diagrama $I - x$.

31. Consumul de abur în caloriferul unui uscător la presiunea $P = 2$ at și umiditatea de 10% este de 200 kg/h. Pierderile de căldură în calorifer se consideră de 10% din consumul de căldură în uscătorul teoretic, iar suprafața de încălzire a caloriferului de 41 m². Aerul atmosferic are $t = 10$°C, $t_0 = 25$°C. Procesul de uscare decurge la $I_2 = 25$ kcal/kgf. Presiunea parțială a vaporilor de apă în aerul care părăsește uscătorul este 25 mm Hg.

Să se determine coeficientul total de transmitere a căldurii în calorifer și capacitatea uscătorului raportată la material umed, dacă materialul la intrarea în uscător are umiditatea de 60%, iar la ieșire de 10% (raportată la masa totală).

32. Într-un uscător cu capacitatea de 500 kg/h (raportat la material uscat) se usucă material de la 70 la 10% (raportat la masa totală). Indicațiile psihrometrului la aerul atmosferic sînt de 15 și 20°C. Din uscător aerul iese cu temperatura de 45°C și umiditatea relativă de 50%. Pierderile de căldură în calorifer reprezintă 8% din consumul de căldură într-un uscător teoretic.

Să se determine suprafața de încălzire a caloriferului, dacă vaporii de încălzire au presiunea $P = 2$ ata și umiditatea de 5%. Coeficientul total de transmitere a căldurii în uscător este de 34,8 W/(m² grd).

33. 1 000 kg/h material umed cu umiditatea inițială de 50% se usucă pînă la umiditatea finală de 8% (raportată la masa totală). Uscarea se face: *a)* într-un uscător cu vacuum la o temperatură a materialului pe timpul uscării de 40°C; *b)* într-un uscător atmosferic cu aer la aceeași temperatură a materialului (în prima perioadă). Aerul atmosferic are parametrii $t_0 = 20$°C, $\varphi_0 = 0{,}7$. Ieșind din uscător, aerul are $t_2 = 55$°C. În ambele cazuri, materialul umed intră în uscător la 15°C și iese la 40°C. Capacitatea termică a substanței uscate în materialul supus uscării este de $1{,}26 \cdot 10^3$ J/(kg · grd).

Să se determine consumurile specifice de căldură în ambele cazuri, neglijîndu-se pierderile de căldură în mediul înconjurător.

34. Într-un uscător teoretic cu capacitatea de 600 kg/h material absolut uscat se usucă materialul de la umiditatea de 35% la 8% (raportat la masa totală). Indicațiile psihrometrului, stabilite în încăperea din care intră aerul

Scanned with OKEN Scanner

în calorifer, $t_0 = 18°C$, $t_u = 15°C$. La ieşirea din uscător, parametrii aerului sînt $t_2 = 40°C$ şi $\varphi_2 = 0{,}65$.

Să se determine consumul de abur şi suprafaţa caloriferului, dacă presiunea vaporilor $P = 2$ ata şi $K = 32{,}5 \frac{W}{m^2 \cdot grd}$. Pierderile de căldură în calorifer reprezintă 15% din căldura consumată în uscător.

35. Să se determine consumul de aer, consumul de abur de încălzire, presiunea necesară şi suprafaţa caloriferului [$K = 34{,}8$ W/(m².grd)] pentru un uscător cu o productivitate de 600 kg/h material cu umiditatea iniţială de 50% şi finală de 9% (raportată la masa totală). Indicaţiile psihrometrului pentru aerul care intră în calorifer sînt de 10°C şi 5°C. Aerul la ieşirea din uscător are $t_2 = 50°C$, $\varphi_2 = 50\%$. Temperatura aburului de încălzire se ia cu 15 grd mai înaltă decît temperatura aerului la ieşirea din calorifer. Umiditatea aburului de încălzire este de 6%. Pierderile reprezintă 10% din căldura utilă cheltuită.

EXEMPLE DE CALCUL AL USCĂTOARELOR. CALCULUL UNEI CAMERE DE USCARE CU AER ŞI RECIRCULAŢIE

Să se proiecteze un uscător pentru uscarea colorantului galben de antracen.
Capacitatea uscătorului (raportată la materialul uscat) 228 t/an.
Umiditatea materialului (raportată la masa totală):

iniţială 68%;
finală .....2,5%.
Densitatea pastei umede .....1 150 kg/m³.

Alegerea tipului de uscător

Se determină factorii care influenţează alegerea tipului de uscător:
1) starea de agregare — pastă;
2) lichid îndepărtat — apă;
3) temperatura maximă de uscare —100°C;
4) conţinutul final în umiditate al materialului —2,5% (din masa totală);
5) comportarea faţă de amestecare — conform proprietăţilor sale materialul permite o amestecare, dar fiind consistent, consumul de energie pentru amestecare nu poate fi justificat din punct de vedere economic;
6) capacitatea de producţie —1t/24 h.

Ultimul factor face neraţională utilizarea unui uscător cu funcţionare continuă (cu pulverizare în care este posibilă uscarea masei după amestecarea ei cu apă), cu valţuri, curele şi benzi. Prin urmare se consideră uscătoare cu vacuum şi aer cu acţiune periodică. Nu există nici un factor care să facă necesară uscarea sub vid. Factorul 5 face neraţională utilizarea unui uscător cu dispozitiv de amestecare. După cum se vede, pentru o construcţie raţională în cazul dat, trebuie calculat un uscător cu aer tip cameră. Se alege un uscător cu aer tip cameră cu recirculaţie.

Calculul tehnologic.
Determinarea capacităţii de producţie a uscătorului

Cu ajutorul încercărilor făcute în prealabil s-a găsit că la o grosime a stratului de pastă de 40 mm şi în condiţii constante de uscare, conţinutul critic în umiditate este de 31% (din

masa totală), conţinutul de umiditate la echilibru de 2% (din masa totală), iar durata totală de uscare este de 32 de ore.

Se consideră că timpul necesar pentru încărcarea şi încălzirea materialului este de 1 3/4 ore; timpul necesar descărcării este de 1/2 oră. Astfel, durata totală a unei operaţii este de 32 + + 1,75 + 0,5 = 34,25 h, iar numărul de operaţii pe zi de $\frac{24}{34,25} = 0,7$.

Considerînd că pentru uscătorul legat de alte părţi ale secţiei numărul de zile lucrătoare pe an este de 330, capacitatea necesară va fi:

$$G_{usc}' = \frac{228\,000}{330 \cdot 0,7} = 988 \text{ kg}.$$

Deoarece din 1 kg pastă cu umiditate de 68% se obţine 32/97,5 = 0,328 kg colorant uscat capacitatea uscătorului calculat pentru pastă umedă va fi:

$$G_{um} = \frac{988}{0,328} = 3\,000 \text{ kg},$$

Pentru tăvi cu dimensiunile de 900 × 912 mm şi grosimea stratului de 40 mm, capacitatea unei tăvi va fi:

$$g_{tava} = 0,900 \cdot 0,912 \cdot 0,040 \cdot 1\,150 = 37,7 \text{ kg},$$

în care 1 150 este densitatea pastei umede, în kg/m³.

Deci, în uscător trebuie să încapă $\frac{3\,000}{37,7} = 79,8 \approx 80$ tăvi, cu următoarele caracteristici (v. tabela 6-4):

Tabela 6-4

Numărul de despărţituri	TĂVILE			Numărul total de calorifere	DIMENSIUNILE USCĂTORULUI			Masa uscătorului, inclusiv calorifere, kg	Masa vagonetelor, kg	Masa a 80 buc. tăvi (grosimea tolei 0,8 mm) kg	Masa izolaţiei (lemn), kg
	Numărul total de tăvi	Dimensiunile, mm	Suprafaţa totală de uscare, m²		Lăţimea *B*	Înălţimea *H*	Lungimea *L*				
2	80	900 × 912 × × 50	65	3	2 310	1 905	3 180	3 270	502	130	634

Determinarea diverselor perioade de uscare

Condiţiile uscării în uscătorul tip cameră sînt aproape constante: direcţia aerului este mereu aceeaşi, temperatura aerului scade puţin la sfîrşitul fiecărei zone şi îşi recapătă aproape valoarea iniţială după trecerea lui prin calorifer, gradul de saturare a aerului variază în mod corespunzător în limite nu prea largi. Afară de aceasta, prin fixarea unui regim de temperatură în fiecare zonă, se realizează un potenţial de uscare aproape uniform. În felul acesta se poate asigura, printr-o reglare corespunzătoare, o uscare uniformă a materialului în tot cuprinsul uscătorului. Deci se poate admite că materialul se usucă în condiţii constante de uscare. Se calculează durata perioadelor, întîia şi a doua, de uscare, cu formulele corespunzătoare. Este clar că rezultatele unui astfel de calcul vor da diferenţe foarte mici faţă de mersul real al procesului.

După cum s-a arătat mai sus, se cunosc următoarele date:

Conţinutul iniţial în umiditate —68% din masa totală, ceea ce corespunde la:

$$\frac{68 \cdot 100}{32} = 212\% \text{ din materialul uscat.}$$

Conținutul critic în umiditate —31% din masa totală, adică:

$$\frac{31 \cdot 100}{69} = 45\% \text{ din materialul uscat.}$$

Umiditatea finală —2,5% din masa totală, adică:

$$\frac{2{,}5 \cdot 100}{97{,}5} = 2{,}6\% \text{ din materialul uscat.}$$

Umiditatea la echilibru —2% din masa totală, adică:

$$\frac{2 \cdot 100}{98} = 2\% \text{ din materialul uscat.}$$

Durata totală a uscării —32 h. Cu ajutorul ecuațiilor (6-15) și (6-16) se determină valoarea coeficientului K_2 *.

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{1}{K_2}\left(\frac{w'_{in} - w'_{cr}}{w'_{cr} - w'_{ech}}\right) + \ln\left(\frac{w'_{cr} - w'_{ech}}{w'_{fin} - w'_{ech}}\right)$$

$$32 = \frac{1}{K_2}\left(\frac{212 - 45}{45 - 2} + \ln\frac{45 - 2}{2{,}6 - 2}\right) = \frac{1}{K_2}(3{,}88 + 4{,}28),$$

de unde $K_2 = 0{,}255$.

Cunoscînd pe K_2, se determină durata perioadei întîia de uscare:

$$\tau_1 = \frac{1}{K_2}\left(\frac{w'_{in} - w'_{cr}}{w'_{cr} - w'_{ech}}\right) = \frac{1}{0{,}255}\left(\frac{212 - 45}{45 - 2}\right) = 15 \text{ h.}$$

Durata perioadei a doua de uscare — perioada vitezei de uscare descrescînde — se determină prin diferență:

$$\tau_2 = \tau - \tau_1 = 32 - 15 = 17 \text{ h.}$$

După ce s-a determinat durata perioadei de uscare, se trece la întocmirea bilanțului de materiale al uscătorului.

Bilanțul de materiale

În timpul operației de uscare trebuie îndepărtate:

$$W = G_{in}\frac{w_{in} - w_{fin}}{100 - w_{fin}} = 3\,000\,\frac{68 - 2{,}5}{100 - 2{,}5} = 2\,016 \text{ kg.}$$

Din această cantitate, în prima perioadă de uscare se îndepărtează:

$$W_1 = 3\,000\,\frac{68 - 31}{100 - 31} = 1\,610 \text{ kg.}$$

Deoarece, conform celor găsite mai sus, prima perioadă durează 15 ore, rezultă că în această perioadă se vor evapora $\frac{1\,610}{15} = 107$ kg umiditate pe oră.

* Coeficientul vitezei de uscare în a doua perioadă a procesului este:

$$K_2 = \frac{K_1}{w'_{cr} - w_{ech}}$$

În perioada vitezei de uscare descrescînde trebuie îndepărtate 2 016 — 1 610 = 406 kg.

Durata perioadei a doua este de 17 h, deci în această perioadă se evaporă în medie $\frac{406}{17}$ = 24 kg umiditate pe oră. Deoarece în perioada întîi au fost îndepărtate 107 kg umiditate pe oră, iar în a doua perioadă numai 24 kg, calculul suprafeţelor de încălzire ale caloriferelor trebuie făcut pe baza datelor perioadei întîi de uscare.

Bilanţul umidităţii (în kg) este următorul:

Intrat

Umiditatea intrată cu materialul ..... 3 000 · 0,68 = 2 040.

Ieşit

Umiditatea îndepărtată în perioada întîi ..... 1 610 kg.
Umiditatea îndepărtată în perioada a doua ..... 406 kg.
Umiditatea rămasă în material ..... 988 · 0,025 = 24 kg.
Total 2 040 kg.

Determinarea consumului de aer şi căldură în prima perioadă de uscare

Se foloseşte aer proaspăt cu următoarele caracteristice:
$\varphi_0 = 0{,}7$; $t_0 = 25°C$ (aerul se ia din secţie) şi deci $x_0 = 0{,}014$ kg/kg aer uscat.
Se consideră că aerul trebuie să aibă la ieşire:

$$\varphi_2 = 0{,}55;\ t_2 = 65°C$$

şi deci $x_2 = 0{,}101$ kg/kg aer uscat.

Deoarece în uscătorul de tipul dat nu este posibil să se atingă (pentru aerul care iese), gradul de saturare egal cu 55% la o singură trecere, este necesar pentru economia procesului să se lucreze cu recirculaţie de aer.

Se calculează compoziţia procentuală a aerului umed care circulă, considerînd că temperatura amestecului după al treilea calorifer va fi de 100°C şi aerul în fiecare zonă a uscătorului se saturează pînă la $\varphi = 55\%$. Pentru aceasta, toate variaţiile stării amestecului vapori-aer se fixează pe diagrama $I - x$ (fig. 6-13). Din punctul final al procesului ($\varphi_2 = 0{,}55$;

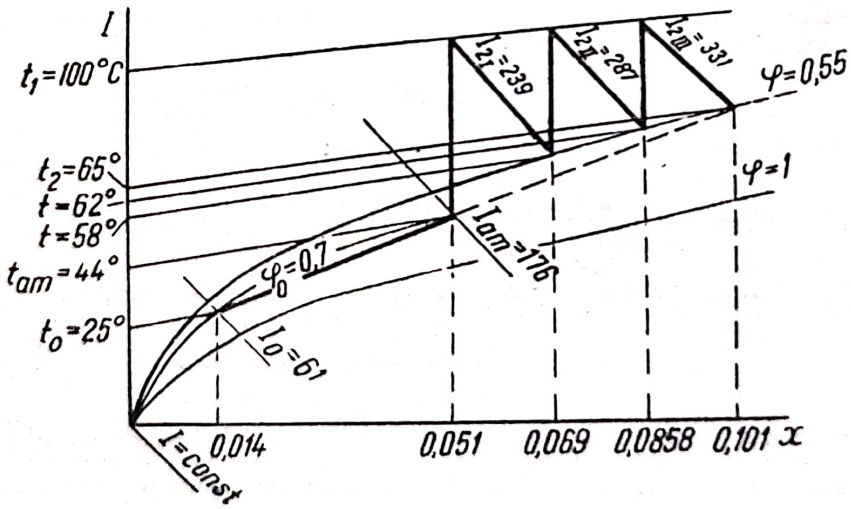


Fig. 6-13. Schema calculului grafic al procesului de uscare.

$_1$ = 65°C) se duce o dreaptă paralelă cu linia conţinutului caloric constant ($I = const.$) pînă la intersecţia cu izoterma $t_1 = 100°C$; din acest punct se duce o dreaptă paralelă cu linia conţinutului constant în umiditate ($x = const.$) pînă la intersecţia cu $\varphi = 55\%$. Punctul găsit

exprimă starea aerului umed care părăseşte zona a doua a uscătorului (intră în al treilea calorifer) şi, după cum se vede din diagrama $I - x$, corespunde la $x = 0{,}0858$, $t = 62°C$.

Din punctul corespunzător stării aerului la ieşirea din a doua zonă de uscare se duce din nou o dreaptă paralelă cu linia conţinutului caloric constant pînă la intersecţia cu linia $t = 100°C$ pe care se găsea punctul, caracterizînd starea aerului la intrarea în a doua zonă a caloriferului ($t = 100°C$, $x = 0{,}069$), după care se găseşte că aerul care iese din prima zonă a uscătorului are caracteristicile: $x = 0{,}069$; $t = 58°C$ şi urmînd o construcţie analogă se găseşte compoziţia amestecului:

$$x_{am} = 0{,}051; \quad t_{am} = 44°C; \quad I_{am} = 176 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Unind punctul x_{am} şi t_{am} cu punctul care caracterizează starea aerului proaspăt, se obţine imaginea întregului proces în coordonate $I - x$.

Se aminteşte că o astfel de diagramă corespunde numai procesului teoretic, adică procesul care are loc fără considerarea pierderilor de căldură şi a entalpiei iniţiale a umidităţii care intră cu materialul, deoarece numai în acest caz procesul de evaporare poat fi redat printr-o dreaptă paralelă cu linia entalpiei constante.

Deci: $x_{am} = 0{,}051$ kg/kg aer uscat, $x_0 = 0{,}0114$ kg/kg, $x_2 = 0{,}101$ kg/kg. După ce s-au stabilit caracteristicile amestecului de aer proaspăt şi recirculat, se poate determina compoziţia sa, utilizînd pentru aceasta ecuaţia (6-5), care se rezolvă în raport cu m:

$$m = \frac{x_2 - x_{am}}{x_2 - x_0} = \frac{0{,}101 - 0{,}051}{0{,}101 - 0{,}014} = 0{,}575,$$

sau în procente: proaspăt 57,5%, recirculat 42,5%.

Cunoscînd caracteristicile amestecului de aer care circulă, se trece la determinarea debitului. Debitul de aer (amestec) este:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_{am}} = \frac{107}{0{,}101 - 0{,}051} = 2\,140 \text{ kg/h},$$

unde 107 kg reprezintă cantitatea de umiditate care trebuie îndepărtată în timp de 1 oră în prima perioadă de uscare. În cazul teoretic, consumul de aer (amestec) va fi:

$$l = \frac{2\,140}{107} = 20 \frac{\text{kg}}{\text{kg umiditate}}.$$

Din diagrama $I - x$ se găseşte: $I_0 = 61 \cdot 10^3$ J/kg; $I_2 = 331 \cdot 10^3$ J/kg; $I_{am} = 176 \cdot 10^3$ J/kg.

Astfel, consumul specific teoretic de căldură va fi:

$$q = \frac{I_2 - I_{am}}{x_2 - x_{am}} = \frac{331 \cdot 10^3 - 176 \cdot 10^3}{0{,}101 - 0{,}051} = 3\,100\,000 \text{ J/kg umiditate}.$$

S-a considerat că aerul epuizat iese din uscător cu temperatura de 65°C şi gradul de saturare de 55%. Apoi s-a găsit că aerul care părăseşte zona a doua are $t_3 = 62°C$ şi $x_3 = 0{,}0858$ kg/kg; aerul care părăseşte prima zonă are $t_2 = 58°C$ şi $x_2 = 0{,}069$. Pentru ca aceste condiţii să fie păstrate în procesul real, adică, în cazul considerării pierderilor de căldură, trebuie ca temperatura de încălzire a aerului, determinată pentru fiecare calorifer, să fie ceva mai mare decît cea găsită pentru procesul teoretic.

Pentru determinarea temperaturii reale pînă la care trebuie preîncălzit aerul în fiecare calorifer trebuie determinate, pe cale analitică, pierderile de căldură ale uscătorului în fiecare zonă şi apoi se trece la reprezentarea procesului real în coordonate $I - x$.

1. Determinarea suprafeţei de răcire a uscătorului pe zone.

În uscătorul ales, suprafaţa de răcire pe zone reprezintă: pentru prima zonă 16 m²; pentru a doua — 7 m² şi pentru a treia 13 m².

2. Calculul coeficientului total de transmitere a căldurii prin peretele uscătorului.

Coeficientul total de transmitere a căldurii prin peretele uscătorului (fig. 6-14) se poate găsi folosind formulele obişnuite de transmitere a căldurii. Fie coeficientul parţial de transmitere

a căldurii al stratului de aer din partea inferioară a peretelui uscătorului $\alpha_1 = 6{,}15 + 4{,}18\ w$ [0—1], unde w este viteza aerului. Considerînd $w = 2{,}5$ m/s, se găseşte:

$\alpha_1 = 6{,}15 + 4{,}18 \cdot 2{,}5 = 16{,}6\ W/(m^2 \cdot grd)$;
$2\delta_1 = 2 \cdot 0{,}00075 = 0{,}0015$ m; conductibilitatea tablei $\lambda_1 = 58\ W/(m \cdot grd)$;
$2\delta_2 = 2 \cdot 0{,}006 = 0{,}012$ m; conductibilitatea placajului $\lambda_2 = 0{,}07\ W/(m \cdot grd)$;
$\delta_3 = 40$ mm $= 0{,}04$ m; conductibilitatea rumeguşului $\lambda_3 = 0{,}06\ W/(m \cdot grd)$.

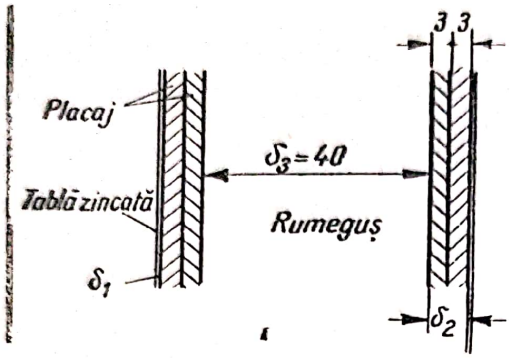


Fig. 6-14. Secţiune prin peretele unui uscător cameră.

Coeficientul parţial de transmitere a căldurii (prin radiaţie şi convecţie) de la peretele exterior al uscătorului la aer se determină cu formula:

$$\alpha_2 = 9{,}74 + 0{,}07\ \Delta t, \qquad (4\text{-}83\ a)$$

unde Δt este diferenţa dintre temperatura peretelui şi cea a aerului înconjurător.

Se consideră $t_p = 32°C$, $t_0 = 25°C$. Atunci:

$$\alpha_2 = 9{,}74 + 0{,}07 \cdot 7 = 10{,}23\ W/(m^2 \cdot grd)$$

şi deci

$$K = \frac{1}{\frac{1}{16{,}6} + \frac{0{,}0015}{58} + \frac{0{,}012}{0{,}07} + \frac{0{,}04}{0{,}06} + \frac{1}{10{,}23}} = 0{,}98\ \frac{W}{m^2 \cdot grd}.$$

3. Determinarea pierderilor de căldură în fiecare zonă a uscătorului.

Pierderile de căldură se calculează cu formula:

$$Q = KA'\Delta t,$$

în care:

K este coeficientul total de transmitere a căldurii prin peretele uscătorului;
A' — suprafaţa de răcire a fiecărei zone a uscătorului;
Δt — diferenţa între temperatura aerului în zona respectivă a uscătorului şi temperatura aerului înconjurător.

Pierderile de căldură din prima zonă a uscătorului în aerul înconjurător sînt:

$$Q_1' = 0{,}98 \cdot 16 \left(\frac{100 + 58}{2} - 25\right) = 850\ W = 0{,}85\ kW.$$

În afară de aceasta, şi prin fundul uscătorului are loc o pierdere de căldură, care se consideră de 11,6 W/m². Deci, pierderea totală de căldură prin fund va fi:

$$Q_1' = 11{,}6\ (2{,}21 \cdot 3{,}13) = 80\ W = 0{,}08\ kW.$$

Astfel, pierderile totale de căldură în prima zonă a uscătorului sînt aproximativ* egale:

$$Q_1 = 850 + 80 = 930\ W = 0{,}93\ kW,$$

* Aici nu se consideră căldura consumată la încălzirea materialului şi tăvilor.

care la 1 kg de umiditate evaporată (în prima perioadă de uscare) reprezintă:

$$\Delta_I = \frac{930 \cdot 3\,600}{107} = 31{,}2 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

şi la 1 kg de aer reprezintă:

$$\frac{\Delta_I}{l} = \frac{31{,}2 \cdot 10^3}{20} = 1{,}56 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Pierderile de căldură în zona a doua sînt:

$$Q_{II} = 0{,}98 \cdot 7\left(\frac{100 + 62}{2} - 25\right) = 380 \text{ W} = 0{,}38 \text{ kW},$$

care, la 1 kg de umiditate evaporată, reprezintă:

$$\Delta_{II} = \frac{380 \cdot 3\,600}{10} = 12{,}9 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

şi la 1 kg de aer reprezintă:

$$\frac{\Delta_{II}}{l} = \frac{12{,}9 \cdot 10^3}{20} = 0{,}645 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Pierderile de căldură în zona a treia sînt:

$$Q_{III} = 0{,}98 \cdot 13\left(\frac{100 + 65}{2} - 25\right) = 730 \text{ W} = 0{,}73 \text{ kw},$$

care, la 1 kg de umiditate evaporată, reprezintă:

$$\Delta_{III} = \frac{730 \cdot 3\,600}{107} = 24{,}6 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

şi la 1 kg de aer reprezintă:

$$\frac{\Delta_{III}}{l} = \frac{24{,}6 \cdot 10^3}{20} = 1{,}23 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

După ce s-au determinat pierderile de căldură ale fiecărei zone a uscătorului, se trece la reprezentarea procesului real în coordonate $I - x$ (v. fig. 6-15). Pentru aceasta, din fiecare

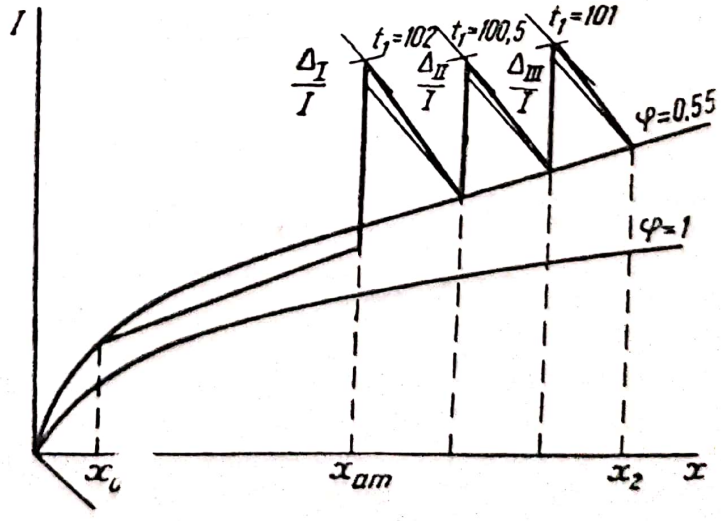


Fig. 6-15. Schema de calcul pe cale grafică a procesului de uscare (considerînd şi pierderile de căldură).

punct care corespunde stării aerului ce iese din fiecare zonă se duce un segment Δ/l la scara entalpiei, pe verticală în sus (deoarece în cazul dat Δ reprezintă o pierdere de căldură şi are deci valoare pozitivă). Punctele obţinute se unesc cu punctele corespunzînd stării anterioare a aerului la ieşirea din fiecare zonă. În felul acesta se obţine reprezentarea procesului real de uscare, adică cuprinzînd şi pierderile de căldură ale uscătorului. Se urmăreşte desfăşurarea procesului de uscare în zona a treia a uscătorului pe diagrama $I - x$.

După cum s-a găsit mai sus, $\frac{\Delta_{III}}{l} = 1{,}23 \cdot 10^3$ J/kg.

Segmentul, corespunzător la 1,23 kJ/kg, se aşază pe verticală în sus din punctul iniţial al procesului, avînd coordonatele $t_1 = 100°C$ şi $I_2 = 331$ kJ/kg. Acest punct se uneşte cu punctul avînd parametrii $\varphi = 0{,}55$ şi $t_2 = 65°C$. Dreapta obţinută reprezintă procesul real de evaporare al umidităţii, care are loc în zona a treia a uscătorului. Repetînd construcţia identic pentru prima şi a doua zonă a uscătorului, se obţine reprezentarea grafică a procesului real de uscare pe diagrama $I - x$. Ca rezultat al construcţiei se observă că temperatura aerului la ieşirea din primul calorifer este de 102, din al doilea de 100,5 şi din al treilea de 101°C.

Consumul real de căldură pentru evaporarea a 1 kg de umiditate este:

$$q = 3\,100 \cdot 10^3 + 31{,}2 \cdot 10^3 + 12{,}9 \cdot 10^3 + 24{,}6 \cdot 10^3 = 3\,168{,}7 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Deci consumul orar de căldură la evaporarea umidităţii ţinînd cont de pierderile de căldură este:

— în prima perioadă de uscare:

$$Q_I = \frac{3\,168{,}7 \cdot 10^3 \cdot 107}{3\,600} = 94\,000 \text{ W} = 94 \text{ kW};$$

— în perioada a doua:

$$Q_{II} = \frac{3\,168{,}7 \cdot 10^3 \cdot 24}{3\,600} = 20\,500 \text{ W} = 20{,}5 \text{ kW}.$$

Determinarea suprafeţelor de încălzire a caloriferelor

Aburul de încălzire în cele trei calorifere are presiunea $P = 4$ ata şi temperatura de 143°C. Cantitatea de umiditate evaporată din material pe zone este proporţională cu schimbarea conţinutului de umiditate al aerului în fiecare zonă. Atunci:

$$W_I = 107 \frac{0{,}069 - 0{,}051}{0{,}101 - 0{,}051} = 38{,}5 \text{ kg/h};$$

$$W_{II} = 107 \frac{0{,}0858 - 0{,}069}{0{,}101 - 0{,}051} = 36 \text{ kg/h};$$

$$W_{III} = 107 \frac{0{,}101 - 0{,}0858}{0{,}101 - 0{,}051} = 32{,}5 \text{ kg/h}.$$

Caloriferul I (exterior).

Cantitatea de căldură transmisă este:

$$Q_I = W_I \frac{I_1 - I_{am}}{0{,}069 - 0{,}051} = \frac{38{,}5}{3\,600} \cdot \frac{240{,}56 \cdot 10^3 - 176 \cdot 10^3}{0{,}069 - 0{,}051} = 38\,400 \text{ W} = 38{,}4 \text{ kW};$$

$$I_1 = I_2 + \frac{\Delta_I}{l} = 239 \cdot 10^3 + 1{,}56 \cdot 10^3 = 240{,}56 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg aer uscat}}.$$

Se alege un calorifer în formă de plăci. Pentru calculul caloriferului în formă de plăci de acest model trebuie utilizate tabelele de calcul.

Pentru utilizarea tabelelor de calcul la încălzirea cu vapori de apă se calculează mărimea:

$$y = \frac{Q}{L^n (t_v - t_{m \cdot a})},$$

iar după valoarea ei se alege caloriferul *. Rezultă:

$$n = 0{,}6 \text{ (pentru modelele } M,\ S,\ B)$$

$$t_{m \cdot a} = \frac{44 + 102}{2} = 73°C$$

$$L_1 = \frac{38{,}5}{0{,}069 - 0{,}051} = 2\,140 \frac{\text{kg aer uscat}}{\text{h}}$$

$$y = \frac{38\,400 \cdot 3\,600}{2\,140^{0{,}6} (143 - 73)\, 4{,}19 \cdot 10^3} = 2{,}96 \cdot$$

Luînd în considerație și îmbîcsirea suprafeței caloriferului cu praf, se obține valoarea de calcul:

$$y = 3{,}51.$$

Trebuie ales un calorifer de tipul S-5, cu un număr de tuburi în fiecare rînd $n = 1$, numărul rîndurilor succesive (în raport cu aerul) $z = 1$, suprafața de încălzire de 27,4 m², cu secțiunea liberă de 0,34 m², masa de 268 kg.

Rezistența hidraulică a caloriferului S-5 se determină din expresia:

$$H = 0{,}104\ z\ (w\gamma)^{1{,}73} = 0{,}104 \cdot 1{,}75^{1{,}73} = 0{,}275 \text{ mm } H_2O,$$

unde:

w este viteza aerului, în m/s;

γ — greutatea specifică a aerului, în kgf/m³;

$$w \cdot \gamma = \frac{2\,140}{3\,600 \cdot 0{,}34} = 1{,}75 \text{ kgf/s.m}^2.$$

Caloriferul II.

Cantitatea de căldură transmisă este:

$$Q_{II} = \frac{36}{3\,600} \cdot \frac{287{,}645 \cdot 10^3 - 239 \cdot 10^3}{0{,}0858 - 0{,}069} = 28\,900 \text{ W} = 28{,}9 \text{ kW}$$

$$I_1 = 287 \cdot 10^3 + \frac{\Delta_{II}}{l} = 287 \cdot 10^3 + 0{,}645 \cdot 10^3 = 287{,}645 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg aer uscat}}$$

$$y = \frac{28\,900 \cdot 3\,600}{2\,140^{0{,}6} (143 - 79{,}25)\, 4{,}19 \cdot 10^3} = 2{,}48$$

$$t_{m \cdot a} = \frac{100{,}5 + 58}{2} = 79{,}25°C.$$

Luînd în considerație și îmbîcsirea suprafeței de încălzire cu praf, se obține valoarea de calcul $y = 3{,}3$.

Se alege un calorifer de tipul S-2, cu numărul de tuburi în fiecare rînd $n = 2$ și numărul de rînduri succesive (în raport cu aerul) $z = 1$, suprafața de încălzire de 24,2 m², secțiunea liberă de 0,3 m².

---

* G. A. Maksimov, *Otoplenie i ventilaţiia*. Vol. II, *Ventilaţiia*. Gosstroiizdat, 1955.

Scanned with OKEN Scanner

Rezistenţa hidraulică a caloriferului este:

$$H = 0{,}104 \cdot 0{,}99^{1{,}73} \approx 0{,}1 \text{ mm } H_2O,$$

iar

$$w\gamma = \frac{2\,140}{3\,600 \cdot 0{,}3 \cdot 2} = 0{,}99 \text{ kgf/s.m}^2.$$

Caloriferul III.

Cantitatea de căldură transmisă este:

$$Q_{III} = \frac{2\,140(332{,}23 \cdot 10^3 - 287 \cdot 10^3)}{3\,600} = 27\,000 \text{ W} = 27 \text{ kW}$$

$$I_1 = 331 \cdot 10^3 + \frac{\Delta_{III}}{l} = 331 \cdot 10^3 = 1{,}23 \cdot 10^3 = 332{,}23 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$y = \frac{27\,000 \cdot 3\,600}{2\,140^{0{,}6}\,(143 - 81{,}5)4{,}19 \cdot 10^3} = 2{,}37$$

$$t_{m.a} = \frac{101 + 62}{2} = 81{,}5°\text{C}.$$

Neluînd în considerare faptul că suprafaţa de încălzire a celui de-al treilea calorifer trebuie să fie cu ceva mai mică decît a celui de-al doilea, pentru uşurinţa determinării complete a utilajului se consideră caloriferele pentru zona a doua şi a treia identice.

Suprafaţa totală de încălzire în uscător este:

$$A = 27{,}4 + 2 \cdot 24{,}2 = 75{,}8 \text{ m}^2.$$

Verificarea duratei perioadei de intrare în regim

Consumul de căldură în perioada de pornire se compune din căldura necesară încălzirii instalaţiei şi căldura necesară încălzirii materialului. Bineînţeles că o evaporare oarecare a umidităţii are loc şi în această perioadă. Considerînd că evaporarea umidităţii începe abia în prima perioadă, se măreşte consumul de căldură în stadiul iniţial al procesului şi în felul acesta se admite o suprafaţă de încălzire mai mare.

Masa instalaţiei se compune din masa vagonetelor (502 kg), a tăvilor (130 kg), a părţilor din oţel ale uscătorului cu calorifere (3 270 kg) şi a părţilor de lemn ale uscătorului (634 kg). Dacă se consideră $c_{oţel} = 0{,}5 \cdot 10^3$ J/(kg · grd);

$$c_{lemn} = 1{,}38 \cdot 10^3 \text{ J/(kg · grd)};\ t_0 = 25°\text{C şi } t_m = \frac{t_{1m} + t_{2m}}{2} =$$

$$= \frac{\frac{102 + 100{,}5 + 101}{3} + \frac{58 + 62 + 65}{3}}{2} = 81{,}5°\text{C},$$

atunci consumul de căldură pentru încălzirea instalaţiei va fi:

$$Q_{inc} = [(502 + 130 + 3\,270)\,0{,}50 \cdot 10^3 + 634 \cdot 1{,}38 \cdot 10^3]\,(81{,}5 - 25) =$$

$$= 159\,700 \cdot 10^3 \text{ J} = 159\,700 \text{ kJ}.$$

Se trece apoi la determinarea consumului de căldură pentru încălzirea materialului, cunoscînd următoarele date:

$G_{mat} = 3\,000$ kg; $\vartheta_{mat} = 51°$C (ceea ce corespunde temperaturii medii a termometrului umed pe diagrama $I - x$); $t_0 = 25°$C; căldura specifică a pastei de galben de antracen $C_{17}H_{10}N_2O_6SNa_2$ este de $3{,}17 \cdot 10^3$ J/(kg · grd) (determinată prin calcul) *.

* Un calcul analog este redat la pag. 318.

Atunci:

$Q_{mat} = 3\,000 \cdot 3{,}17 \cdot 10^3\ (51 - 25) = 247\,300 \cdot 10^3$ J $= 247\,300$ kJ
$Q_{pornire} = 159\,700 + 247\,300 = 407\,000$ kJ.

La durata perioadei de pornire admisă de 1 3/4 h, consumul orar de căldură în perioada de pornire va fi:

$$\frac{407\,000 \cdot 10^3}{1{,}75 \cdot 3\,600} = 65\,000 \text{ W} = 65 \text{ kW}.$$

Deci, suprafaţa de încălzire calculată din consumul de căldură de 94 kW va da un mic surplus şi perioada de intrare în regim va fi puţin mai scurtă.

Bilanţul termic

Consumul de căldură (în kJ) pentru o operaţie:

în perioada de pornire	$65 \cdot 1{,}75 \cdot 3\,600 =$	407 000
în prima perioadă	$94 \cdot 15 \cdot 3\,600 =$	5 100 000
în a doua perioadă	$20 \cdot 17 \cdot 3\,600 =$	1 260 000
	Total	6 767 000

Consumul de abur pentru o operaţie este:

$$D = \frac{6\,767\,000 \cdot 10^3}{2\,141 \cdot 10^3} = 3\,160 \text{ kg},$$

unde $2\,141 \cdot 10^3$ este căldura de condensare a vaporilor (la presiunea P = 4 ata), în J/kg.

Căldura intrată cu aburul, în kJ	$3\,160 \cdot 2\,744 =$	8 700 000.
Consumul de căldură, în kJ:		
pentru evaporarea umidităţii	$2\,016 \cdot 3\,100 =$	6 250 000
pentru perioada de pornire		232 570
pentru pierderi de căldură	$2\,016 \cdot 68{,}7 =$	138 500
ieşită cu condensatul	$3\,160 \cdot 602 =$	1 900 000
	Total	8 521 070.

Eroare în bilanţ: 2%.

Pe baza acestui bilanţ s-a stabilit că randamentul uscătorului este:

$$\eta = \frac{6\,250\,000 \cdot 10^3 + 2\,016 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3\ (51 - 25)\,100}{8{,}7 \cdot 10^6 \cdot 10^3} = 74\%.$$

Se determină capacitatea specifică a uscătorului în raport cu umiditatea evaporată:

$$\frac{2\,016}{65 \cdot 32} = 0{,}98 \frac{\text{kg umiditate}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}},$$

unde 65 este suprafaţa de evaporare (egală cu suprafaţa materialului) în uscător, în m².

Capacitatea uscătorului raportată la suprafaţa de încălzire este în medie:

$$\frac{2\,016}{75{,}8} = 0{,}83 \frac{\text{kg umiditate}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}.$$

Indicii de consumuri

Consumul specific de abur este:

$$d_{um} = \frac{3\,160}{2\,016} = 1{,}57 \frac{\text{kg abur}}{\text{kg umiditate evaporată}}$$

Scanned with OKEN Scanner

sau

$$d_{col} = \frac{3\,160}{988} = 3{,}2\ \frac{\text{kg abur}}{\text{kg colorant uscat}}.$$

Consumul orar mediu de abur este:

$$D_{orar} = \frac{3\,160}{33{,}75} = 94\ \text{kg/h}.$$

Consumul maxim de abur în prima perioadă de uscare este:

$$D_{max} = \frac{339\,000 \cdot 10^3}{2\,141 \cdot 10^3} = 158\ \text{kg/h}.$$

La acest consum trebuie să fie calculată şi conducta de abur, precum şi recipientul de condensare.

Alegerea ventilatoarelor se face după determinarea rezistenţei hidraulice a sistemului. Ea se compune din rezistenţa diverselor elemente: *a)* a vagonetelor cu material; *b)* a caloriferelor; *c)* a ventilatorului; *d)* a canalelor interioare; *e)* a conductelor exterioare şi *f)* a ciclonului şi filtrului lateral. Determinînd rezistenţa hidraulică a sistemului şi cunoscînd consumul volumetric de aer, din catalog se alege ventilatorul corespunzător.

CALCULUL UNUI USCĂTOR CU VALŢURI

Să se determine dimensiunile principale ale unui uscător pentru pasta de carbonat de nichel, cu o capacitate de producţie de 90 kg/h pastă. Umiditatea iniţială a materialului este de 75%, cea finală de 10% (din masa totală). Încălzirea uscătorului se face cu abur indirect ($P = 1$ ata). Grosimea stratului de material $\sim$ 1 mm. La suprafaţa materialului se suflă aer cu o viteză de 1,5 m/s. Temperatura aerului este $\sim$ 40°C; $\varphi = 40\%$.

Rezolvare. Calculul uscătorului pentru cazul dat mai sus este îngreuiat de faptul că nu se indică temperatura stratului de material uscat. Această temperatură variază pe suprafaţa valţului şi este foarte greu de măsurat. De aceea este de dorit ca ea să fie exclusă din calcul. Procesul fizic de transmitere a căldurii în uscătorul cu valţuri are loc în felul următor: căldura aburului care se condensează este transmisă peretelui tamburului, iar de la acesta — la materialul care se usucă. Umiditatea evaporată din material difuzează în aer, ducînd cu sine şi cantitatea corespunzătoare de căldură. Se poate calcula cantitatea de umiditate care a difuzat şi, plecînd de la această cantitate, se determină coeficientul parţial echivalent de transmitere a căldurii.

Cu aceste premise, calculul uscătorului se poate face pe baza coeficientului total de transmitere a căldurii de la abur la aer.

Se consideră coeficientul parţial de transmitere a căldurii de la aburul care se condensează $\alpha = 9\,280$ W/(m² · grd); grosimea peretelui valţului de fontă $\delta = 10$ mm; conductivitatea fontei $\lambda_f = 46{,}4$ W/(m · grd) şi conductivitatea materialului $\lambda_{mat} = 0{,}8$ W/(m · grd).

Pentru determinarea coeficientului parţial echivalent de transmitere a căldurii, datorită umidităţii evaporate, se stabileşte următoarea ecuaţie:

$$\alpha_{evap} = \frac{q_{evap}}{\vartheta_{mat} - t_{aer}} = \frac{Gr}{\Delta t}.$$

Astfel:

$$G = 0{,}04075 \cdot w^{0{,}8} \cdot \Delta p,$$

unde Δp este exprimat în mm Hg. Atunci:

$$\alpha_{evap} = \frac{0{,}04075 \cdot w^{0,8} \cdot \Delta p \cdot r \cdot 1\,000}{\Delta t\ 3\,600} \qquad \left[\frac{W}{m^2 \cdot \text{grd}}\right].$$

Se admite (cu o verificare ulterioară) că temperatura suprafeței exterioare a materialului este de 80°C (temperatura admisibilă pentru carbonat de nichel este de maximum 85°C). Presiunea vaporilor de apă saturați la 80°C este $p_{sat} = 355$ mm Hg, presiunea parțială a vaporilor de apă în aer la $t = 40$°C și $\varphi = 0{,}4$ este $p_{vap} = 22{,}4$ mm Hg. Căldura de vaporizare a apei la presiunea atmosferică este $r = 2\,263 \cdot 10^3$ J/kg, adică 540 kcal/kgf.

Deci, coeficientul parțial echivalent de transmitere a căldurii (la vaporizare) va fi:

$$\alpha_{evap} = \frac{0{,}04075 \cdot 1{,}5^{0,8}(355 - 22{,}4)2\,262{,}6 \cdot 10^3}{(80 - 40)\,3\,600} = 294\,\frac{W}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

Coeficientul total de transmitere a căldurii de la aburul care se condensează la aer este:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9\,280} + \frac{0{,}01}{46{,}4} + \frac{0{,}001}{0{,}08} + \frac{1}{294}} = 203\,\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}.$$

Încărcarea calorică specifică a suprafeței de încălzire este:

$$q = 203(100 - 40) = 12\,180\ \text{W/m}^2.$$

Se verifică temperatura materialului admisă mai sus:

$$\frac{\Delta t_{tot}}{R_{tot}} = \frac{\Delta t}{r},$$

în care:

R_{tot} este rezistența termic totală, egală cu $\frac{1}{k} = \frac{1}{203}$;

r — rezistența termică a peliculei de abur cu aer, egală cu $\frac{1}{\alpha} = \frac{1}{294}$.

Prin urmare:

$$203\ \Delta t_{tot} = 294;$$

$$\Delta t = \frac{203\,(100 - 40)}{294} = 41{,}25\ \text{grd}.$$

Temperatura materialului este:

$$t_{aer} + \Delta t = 40 + 41{,}25 = 81{,}25°\text{C},$$

ceea ce corespunde practic cu temperatura admisă.

Cantitatea de apă evaporată în uscător este:

$$W = 90\left(1 - \frac{100 - 75}{100 - 10}\right) = 65\ \text{kg/h}.$$

Consumul de căldură (pentru încălzirea materialului și pentru evaporarea umidității) este:

$$Q = \frac{90 \cdot 3{,}46 \cdot 10^3(81{,}25 - 15) + 65 \cdot 2\,263 \cdot 10^3}{3\,600} = 46\,500\ \text{W} = 46{,}5\ \text{kW}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Deci, suprafaţa de încălzire necesară uscătorului cu valţuri este:

$$A = \frac{46\,500}{203(100 - 40)0{,}75} = 5{,}38 \text{ m}^2,$$

în care 0,75 este coeficientul care indică suprafaţa efectivă de contact dintre material şi suprafaţa de încălzire a valţurilor.

După norme, uscătorul cu două valţuri cel mai apropiat are $A = 5{,}2$ m² (diametrul valţurilor — 600 mm: lungimea — 1 400 mm). Se va alege acest uscător, deşi suprafaţa lui de încălzire este cu 0,18 m² mai mică decît este necesar din calcul. De aceea, pentru a realiza capacitatea cerută, trebuie să se mărească puţin presiunea aburului de încălzire, ceea ce este uşor de reglat în practică.

Pierderile de căldură ale uscătorului trebuie avute în vedere la determinarea consumului de abur.

CALCULUL UNUI USCĂTOR TAMBUR

Să se proiecteze un uscător pentru uscarea ultramarinului. Capacitatea uscătorului este de 1 000 kg/h (raportată la material complet uscat); umiditatea iniţială de 28%; umiditatea finală de 0,5% (raportată la masa totală). Densitatea materialului uscat este de 900 kg/m³.

Alegerea tipului de uscător

Datorită faptului că la umiditatea iniţială de 28% ultramarinul este un material pulverulent şi ţinînd seama de asemenea de capacitatea mare cerută, se alege un uscător tambur utilizînd ca agent de uscare gazele de ardere.

Pentru a realiza condiţii mai moderate de uscare, se alege un uscător în echicurent (în acest fel, materialul uscat, care nu suportă o temperatură ridicată, va veni în contact cu gazele a căror temperatură este în scădere).

Date pentru calcul:

Capacitatea (raportată la material complet uscat) ..... $G_{usc} = 1\,000$ kg/h
Umiditatea iniţială ..... $w_1 = 28\%$.
Umiditatea finală ..... $w_2 = 0{,}5\%$.
Temperatura iniţială a materialului ..... $\vartheta_1 = 12°C$.
Temperatura finală a materialului ..... $\vartheta_2 = 90°C$.
Căldura specifică a materialului uscat ..... $c_{mat} = 0{,}283 \dfrac{\text{kcal}}{\text{kgf·grd}}$.
Temperatura gazelor la intrarea în tambur ..... $t_1 = 500°C$.
Temperatura gazelor la ieşirea din tambur se admite ..... $t_2 = 100°C$.

Combustibil — cărbune de Peciora cu următoarea compoziţie (în %): C 58,9; H 3,7; O 4,2; N 1,6; S 0,9; W 10,0; Cenuşă 20,7.

Puterea calorică a cărbunelui $Q = 5\,530$ kcal/kgf.

Parametri aerului la intrarea în focar: $\varphi_0 = 70\%$, $t_0 = 15°C$, $x_0 = 0{,}008$ kg/kg aer uscat, $I_0 = 8$ kcal/kgf aer uscat.

Calcul

1. Cantitatea de material umed care intră la uscare este:

$$G_{in} = G_{usc} \frac{100}{100 - w_1} = 1\,000 \frac{100}{100 - 28} = 1\,388 \text{ kg/h}.$$

2. Cantitatea de material uscat este:

$$G_{fin} = G_{usc}\frac{100}{100 - w_2} = 1\,000\,\frac{100}{100 - 0,5} = 1\,004 \text{ kg/h}.$$

3. Cantitatea de umiditate evaporată este:

$$W = G_{in}\frac{w_1 - w_2}{100 - w_2} = 1\,388\,\frac{28 - 0,5}{100 - 0,5} = 384 \text{ kg/h}$$

sau

$$W = G_{in} - G_{fin} = 1\,388 - 1\,004 = 384 \text{ kg/h}.$$

4. Cantitatea teoretică de aer necesară pentru arderea a 1 kg combustibil este:

$$L_0 = \frac{2,67C + 8H - O + S}{23} = \frac{2,67 \cdot 58,9 + 8 \cdot 3,7 - 4,2 + 0,9}{23} = 7,98 \text{ kg/kg}.$$

5. Compoziţia gazelor la intrarea în tambur, rezultate din 1 kg combustibil, la un coeficient al excesului de aer α este:

$$G_{CO_2} = 3,67\,\frac{C}{100} = 3,67\,\frac{58,9}{100} = 2,16 \text{ kg}.$$

$$G_{vap.apă} = G_{H_2O} + L_0\alpha x_0 = \frac{9H + W}{100} + L_0\alpha x_0 = \frac{9 \cdot 3,7 + 10}{100} + 7,98\alpha 0,008 =$$

$$= 0,433 + 0,0638\alpha \text{ kg}$$

$$G_{O_2} = 0,23(\alpha - 1)L_0 = (\alpha - 1)\,0,23 \cdot 7,98 = 1,83\alpha - 1,83 \text{ kg}$$

$$G_{N_2} = \alpha L_0\,0,77 + \frac{N}{100} = \alpha \cdot 7,98 \cdot 0,77 + \frac{1,6}{100} = 6,15\alpha + 0,016 \text{ kg}$$

$$G_{SO_2} = 2\,\frac{S}{100} = 2\,\frac{0,9}{100} = 0,018 \text{ kg}.$$

6. Căldura intrată cu aerul, raportată la 1 kg combustibil ars, este:

$$Q_{aer} = L_0\alpha i_0 = 7,98 \cdot 3,6\alpha = 28,7\alpha,$$

în care:

$$i_0 = c_{aer} \cdot t_0 = 0,24 \cdot 15 = 3,6 \text{ kcal/kgf}.$$

7. Pierderile de căldură în focar şi în camera de amestec datorită arderii chimice şi mecanice incomplete, precum şi pierderile în mediul înconjurător se consideră egale cu:

$$Q_{pierd} = 0,12\ Q_{in}.$$

8. Căldura specifică a gazelor la temperatura $t_1 = 500°C$ este:

$c_{CO_2} = 0,222 + 0,0000430\ t_1 = 0,243$ kcal/kgf · grd

$c_{H_2O} = 0,436 + 0,0001190\ t_1 = 0,495$ kcal/kgf · grd

$c_{O_2} = 0,216 + 0,0000166\ t_1 = 0,224$ kcal/kgf · grd

$c_{N_2} = 0,246 + 0,0000189\ t_1 = 0,255$ kcal/kgf · grd

$c_{SO_2} = 0,512$ kcal/kgf · grd.

Scanned with OKEN Scanner

9. Coeficientul excesului de aer se determină din ecuaţia bilanţului termic al focarului şi a camerei de amestec, întocmit pentru 1 kg combustibil ars *:

$$Q_{in} = L_0 \alpha i_0 = (1 + \alpha L_0) i_1 + Q_{pierd},$$

unde $i_1 = c_g t_1$ este entalpia gazelor la intrarea în tambur.

Atunci:

$$(1 + \alpha L_0) i_1 = (G_{CO_2} c_{CO_2} + G_{vap\ apă} c_{H_2O} + G_{O_2} c_{O_2} + G_{N_2} c_{N_2} + G_{SO_2} c_{SO_2}) t_1 = [2{,}16 \cdot 0{,}243 + (0{,}433 + 0{,}0638\,\alpha)\,0{,}495 + (1{,}83\,\alpha - 1{,}83)\,0{,}224 + (6{,}15\,\alpha + 0{,}016)0{,}255 + 0{,}018 \cdot 0{,}512]500 = (0{,}341 + 2{,}01\,\alpha)500 = 170{,}5 + 1\,005\,\alpha.$$

Prin urmare:

$$5\,530 + 28{,}7\,\alpha = 170{,}5 + 1\,005\,\alpha + 0{,}12 \cdot 5\,530,$$

de unde $\alpha = 4{,}82$.

10. Greutatea vaporilor de apă în gaze la intrarea în uscător, raportată la 1 kg combustibil, este:

$$G_{vap.\ apă} = 0{,}433 = 0{,}0638\,\alpha = 0{,}433 + 0{,}0638 \cdot 4{,}82 = 0{,}740 \text{ kg/kg}.$$

11. Conţinutul de gaze uscate la 1 kg combustibil ars este:

$$G_{gaze\ usc} = G_{gaze\ um} - G_{vap.\ apă} = 1 + \alpha L_0 - G_{vap.\ apă} = 1 + 4{,}82 \cdot 7{,}98 - 0{,}740 = 38{,}66 \text{ kg/kg}.$$

12. Umiditatea gazelor la $t_1 = 500°C$, raportată la 1 kg gaz uscat, este:

$$x_1 = \frac{G_{vap.\ apă}}{G_{gaz.\ uscat}} = \frac{0{,}740}{38{,}66} = 0{,}0193 \frac{\text{kg}}{\text{kg gaz uscat}}.$$

13. Entalpia gazelor din diagrama $I - d$ la $t_1 = 500°C$ şi $d_1 = 19{,}3$ g/kg gaz uscat ** este:

$I_1 = 137$ kcal/kgf gaz uscat.

14. Pentru a reprezenta pe diagrama $I - d$ procesul real de uscare, care are loc în uscător (ţinînd cont de pierderile de căldură) se determină mărimea pierderilor:

$$\Delta = \vartheta_1 - \Sigma q,$$

unde:

$$\Sigma q = q_{mat} + q_{pierd}.$$

Consumul de căldură pentru încălzirea materialului este:

$$q_{mat} = \frac{G_{fin}\, c_m}{W} (\vartheta_2 - \vartheta_1) = \frac{1\,004 \cdot 0{,}283}{384} (90 - 12) = 57{,}8 \frac{\text{kcal}}{\text{kgf umiditate}}.$$

Pierderile de căldură ale uscătorului în mediul înconjurător se consideră de 8% din căldura utilă consumată.

În acest caz:

$$q_{util} = i_{vap.\ apă} - \vartheta_1 + q_{mat} = 595 + 0{,}47\ t_2 - \vartheta_1 + q_{mat} = 595 + 0{,}47 \cdot 100 - 12 + 57{,}8 = 687{,}8 \text{ kcal/kgf umiditate}.$$

---

* Căldura pierdută cu combustibilul se neglijează.

** Pentru calculul procesului de uscare, la uscarea cu gaze de ardere trebuie utilizată diagrama $I - d$ a lui Ramzin [6—1].

Scanned with OKEN Scanner

Atunci:

$$q_{pierderi} = 687{,}8 \cdot 0{,}08 = 55 \text{ kcal/kgf umiditate};$$

$$\Delta = \vartheta_1 - \Sigma q = 12 - 57{,}8 - 55 = -100{,}8 \text{ kcal/kgf umiditate.}$$

Se reprezintă procesul de uscare în diagrama $I - d$ (fig. 6-16) şi se determină poziţia punctului final al procesului C_1 la temperatura de ieşire a gazelor $t_2 = 100°C$. Punctul A corespunde

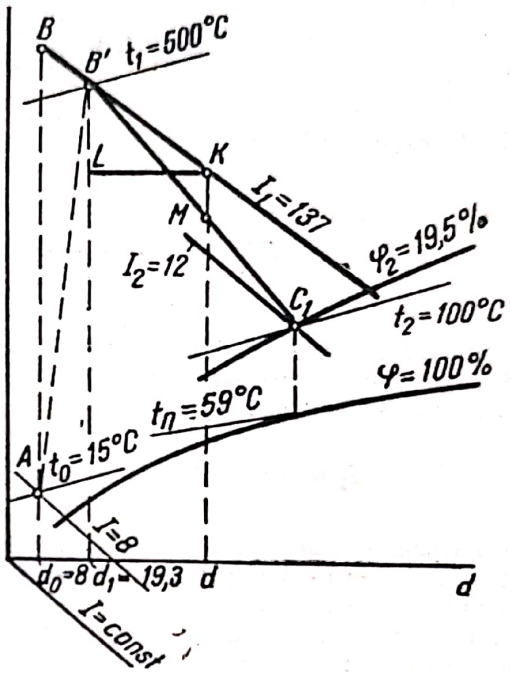


Fig. 6-16 Reprezentarea procesului de uscare în diagrama $I-d$.

stării aerului care intră în focar. Procesul de încălzire a aerului în calorifer ar fi putut fi reprezentat prin dreapta AB, însă la arderea combustibilului şi amestecarea gazelor de ardere cu aer, conţinutul în umiditate creşte, din care cauză procesul poate fi reprezentat în mod convenţional prin linia AB' (punctul B' se determină pentru t_1, ţinîndu-se seama de valoarea găsită pentru conţinutul în umiditate d_1). Din punctul B' se duce o dreaptă $I_1 = const.$ pînă la $t_2 = 100°C$ şi peste această linie se alege arbitrar punctul K. Determinarea mărimii segmentului KM se face pe baza următoarelor raţionamente *;

$$\Delta = l(I_1 - I_2) = \frac{I_1 - I_2}{d_2 - d_1} 1\,000$$

$$\frac{I_1 - I_2}{d_2 - d_1} = \frac{I_1 - I}{d - d_1},$$

în care I şi d sînt entalpia şi umiditatea în punctul M (fig. 6-16).

$$\text{Însă } KM = \frac{I_1 - I}{m_i}, \quad \text{iar } LK = \frac{d - d_1}{m_d}.$$

* Demonstraţia detaliată (v. în: M. M. Ş e m a h a n o v, *Suşka i susilki na obogatitelnth fabrikah*, Ugletehnizdat, 1952).

Prin urmare:

$$\Delta = 1\,000\,\frac{I_1 - I}{d - d_1} = 1\,000\,\frac{KM}{LK}\cdot\frac{m_i}{m_d} = m\,\frac{KM}{LK},$$

în care $m = 1\,000\,\frac{m_i}{m_d}$, iar m_i şi m_d sînt scările pentru axele I şi d.

Se găseşte apoi:

$$KM = \frac{\Delta}{m}\,LK.$$

Deoarece în cazul problemei $m = 1\,000\,\frac{0{,}5}{1} = 500$, rezultînd că:

$$KM = -\frac{100{,}8}{500}\,KL = -0{,}204\;KL.$$

Segmentul KM se trasează din punctul K vertical în jos şi prin punctul M se duce din B' o dreaptă pînă la intersecţia în punctul C_1, cu izoterma $t_2 = 100°C$
Din diagramă se obţine:

$$I_2 = 12 \text{ kcal/kgf}; \quad d_2 = 151 \text{ g/kg}; \quad \varphi_2 = 19{,}5\%.$$

Procentul scăzut de saturare a gazelor care ies din uscător de 19,5% faţă de valorile obişnuite de 50 — 55% se explică prin umiditatea iniţială relativ scăzută a ultramarinului. Afară de aceasta, punctul de rouă al gazelor care ies este $t_r = 59°C$; de aceea, pentru a evita condensarea umidităţii în conducta de gaze, în cazul de faţă, gazele care ies nu trebuie să aibă un grad de saturare mai mare.

15. Debitul de gaze uscate pentru 1 kg umiditate evaporată este:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} = 1\,000\,\frac{1}{d_2 - d_1} = \frac{1\,000}{151 - 19{,}3} = 7{,}60 \text{ kg/kg}.$$

16. Debitul orar de gaze este:

$$L = lW = 7{,}60 \cdot 384 = 2\,920 \text{ kg/h}.$$

17. Debitul orar de gaze care intră în uscător este:

$$G_{orar} = \frac{G_{g.\,uscat} + G_{vap.\,apă}}{G_{g.\,uscat}}\,L = \frac{38{,}66 + 0{,}740}{38{,}66}\,2\,920 = 2\,980 \text{ kg/h}.$$

18. Cantitatea de combustibil ars este:

$$B = \frac{L}{G_{g.\,uscat}} = \frac{2\,920}{38{,}66} = 75{,}6 \text{ kg/h}.$$

19. Consumul de căldură pentru 1 kg de umiditate evaporată este:

$$q = l(I_1 - I_0) = 7{,}6(137 - 8) = 996 \text{ kcal/kgf}.$$

20. Volumul gazelor care ies din uscător, raportat la 1 kg de combustibil, în condiţii normale este:

$$V_0 = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{O_2} + V_{N_2} + V_{SO_2} = 22{,}4 \left[\frac{G_{CO_2}}{M_{CO_2}} + \frac{1}{M_{H_2O}} \left(G_{vap.\ apă} + \right.\right.$$

$$\left. + \frac{W}{B}\right) + \frac{G_{O_2}}{M_{O_2}} + \frac{G_{N_2}}{M_{N_2}} + \frac{G_{SO_2}}{M_{SO_2}}\Bigg] = 22{,}4 \left[\frac{2{,}16}{44} + \frac{1}{18} \left(0{,}740 + \right.\right.$$

$$\left. \left. + \frac{384}{75{,}6}\right) + \frac{7{,}01}{32} + \frac{29{,}66}{28} + \frac{0{,}018}{64}\right] = 36{,}5 \text{ m}^3/\text{kg (la 760 mmHg şi 0°C)}.$$

21. Debitul de gaze pe secundă la ieşirea din uscător este:

$$V = \frac{BV_0(t_2 + 273)}{3\,600 \cdot 273} = \frac{75{,}6 \cdot 36{,}5 \cdot 373}{3\,600 \cdot 273} = 1{,}04 \text{ m}^3/\text{s}.$$

22. Viteza gazelor la ieşirea din uscător se admite $w = 1{,}2$ m/s, pentru a evita antrenarea materialului.

23. Coeficientul de umplere al uscătorului se consideră $\beta = 16\%$.

24. Diametrul tamburului se determină din ecuaţia debitului pe secundă:

$$V_s = 0{,}785\ D^2 w\ \frac{100 - \beta}{100},$$

de unde:

$$D = \sqrt{\frac{V_S\,100}{0{,}785\ w(100 - \beta)}} = \sqrt{\frac{1{,}04 \cdot 100}{0{,}785 \cdot 1{,}2\,(100 - 16)}} = 1{,}15 \text{ m}.$$

25. Volumul tamburului, admiţînd o încărcare specifică în raport cu umiditatea $A = 60$ kg/(m³ · h), este:

$$V_{tamb} = \frac{W}{A} = \frac{384}{60} = 6{,}4 \text{ m}^3.$$

26. Conform normelor NIHIMMAŞ se alege un uscător cu diametrul de 1,2 m.

27. Lungimea tamburului este:

$$L = \frac{V_{tamb}}{0{,}785\ D^2} = \frac{6{,}4}{0{,}785 \cdot 1{,}2^2} = 5{,}66 \text{ m}.$$

Valoarea lui L se rotunjeşte cu un coeficient de siguranţă şi rezultă în final 6 m.

28. Raportul:

$$\frac{L}{D} = \frac{6}{1{,}2} = 5,$$

ceea ce este perfect admisibil.

Scanned with OKEN Scanner

CALCULUL UNUI USCĂTOR DULAP CU VID

Să se proiecteze un uscător pentru uscarea colorantului azoic albastru-închis naftol 10 B. Capacitatea: 378 t colorant uscat pe an, lucrîndu-se în trei schimburi. Umiditatea iniţială —60%; umiditatea finală —1% (din greutatea totală). Densitatea pastei umede: 1 250 kg/m³.

Alegerea tipului de uscător

Se stabilesc factorii care influenţează alegerea tipului de uscător:

1) starea de agregare: pastă;
2) lichidul de îndepărtat: apă;
3) temperatura maximă de uscare suportată de material: 100°C;
4) umiditatea finală a materialului: 1% (din greutatea totală);
5) durata uscării: nu se admite o uscare de lungă durată;
6) comportarea la amestecare: se recomandă amestecare, dar ea este îngreuiată din cauza lipirii materialului de elementele uscătorului;
7) cerinţele materialului în ceea ce priveşte mediul de uscare: mediu neoxidant;
8) mărimea producţiei: 1,25 t/24 ore, adică se poate admite şi o instalaţie cu funcţionare periodică.

Factorii 2), 3), 4) permit utilizarea atît a uscătoarelor cu vid cît şi a uscătoarelor cu aer. Factorul 7) obligă să se prefere uscarea sub vid. Afară de aceasta, încercările de laborator au arătat că uscarea cu aer (filtrare) a durat pînă la 30 de ore, ceea ce nu corespunde condiţiilor factorului 5). Factorul 8) indică posibilitatea utilizării unei instalaţii cu funcţionare periodică. Factorul 6) exclude un uscător cu amestecare. Se alege deci un dulap uscător cu vid.

Calculul tehnologic

La baza calculului trebuie să se pună datele despre cinetica uscării, obţinute pe cale experimentală, de exemplu în condiţii de laborator. Se ştie că uscarea albastrului-închis naftol 10 B sub un vid de 650 mm Hg şi o grosime a stratului de 40 mm, de la umiditatea iniţială de 60% pînă la cea finală de 1%, durează 9 ore.* Curba uscării în coordonate „viteza de uscare—umiditatea materialului", obţinută pe cale experimentală, este dată în figura 6-17.

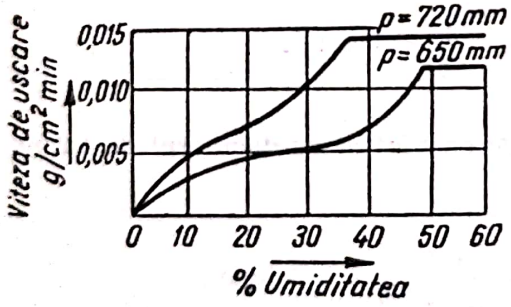


Fig. 6-17 Curba vitezei de uscare sub vid a albastrului-închis naftol 10B.

Pe baza capacităţii de lucru şi a duratei totale de uscare cunoscute se alege, conform normelor pentru astfel de aparate, un uscător dulap cu vid şi se face un calcul de verificare.

Se consideră că durata de uscare a unei şarje este de 9 ore, perioada de pornire ** de 1 oră, durata încărcării şi descărcării uscătorului dulap de 1 oră; în acest caz, durata totală a unui

---

* „Himiceskoe maşinostroenie", nr. 4.1934.

** Prin perioada de pornire se înţelege durata încălzirii uscătorului pînă la stabilirea regimului normal.

ciclu este de 11 ore. Deci, numărul operaţiilor de uscare în 24 de ore va fi $\frac{24}{11} \approx 2$. În aceste condiţii, volumul uscătorului dulap va fi:

$$\frac{378\ 000}{300 \cdot 2} = 630 \text{ kg},$$

în care:

300 este numărul de zile lucrătoare ale uscătorului pe an *;

— numărul de operaţii în 24 de ore.

Admiţînd că grosimea stratului de pastă pe o tavă este de 40 mm şi considerînd că dimensiunile sale standard sînt de 0,37 × 1,2 × 0,055 m, se calculează volumul unei tăvi:

$$0{,}04 \cdot 0{,}37 \cdot 1{,}2 \cdot 1\ 250 = 22{,}2 \text{ kg},$$

în care 1 250 este greutatea volumetrică, în kg/m³, a pastei cu 60% umiditate.

Deoarece uscătorul dulap trebuie calculat pentru 630 kg material uscat, numărul de tăvi din dulap va fi:

$$z = \frac{630}{22{,}2 \cdot 0{,}4} = 71 \text{ bucăţi}.$$

Acestui număr de tăvi cu dimensiunile arătate mai sus îi corespunde un uscător dulap cu vid, cu secţiunea dreptunghiulară nr. 8/13 [6-9].

Se alege un aparat dreptunghiular din fontă, considerînd că acest tip este preferabil unui aparat din oţel de formă cilindrică, deoarece volumul aparatului dreptunghiular este mai mare, fonta nu ruginește așa de ușor și la o producţie în serie uscătoarele dulapuri din fontă sînt mai raţionale.

Uscătorul dulap nr. 8/13 are următoarele dimensiuni (v. tabela 6-5).

Tabela 6-5

Nr. modelului	Nr. de polițe	Dimensiunile polițelor, mm	Distanța între polițe, mm	Suprafața de încălzire, m²	Suprafața încărcată, m²	Tăvile		Numărul de uși	Diametrul ștuțului pentru aburul secundar, mm	Gabaritele			
						Numărul	Lățimea, lungimea și înălțimea, mm			Lățimea, m	Lungimea, m	înălțimea, m	Masa aproximativă (fără tăvi), kg
8/13	13	1 200 2 400 25	75	90,6	32	72	370 1 200 55	2	150	1,6	3,3	1,7	11 000

Volumul unui astfel de dulap este:

$$72 \cdot 22{,}2 = 1\ 600 \text{ kg pastă umedă}$$

sau

$$1\ 600 \cdot 0{,}40 = 640 \text{ kg material uscat}.$$

* Numărul de zile lucrătoare poate fi mărit în funcţie de durata reparaţiei altor părţi ale secţiei.

Bilanţul de materiale

În condiţiile date, cantitatea de apă evaporată în timpul unei operaţii este:

$$W = 1\,600\left(\frac{60-1}{100-1}\right) = 954 \text{ kg}.$$

În acest caz, cantitatea de colorant uscat este:

$$G_{usc} = G_{in} - W = 1\,600 - 954 = 646 \text{ kg}.$$

Privind curba de uscare de pe figura 6-17, se vede că procesul de uscare în vid este analog cu uscarea cu aer în condiţii exterioare constante; în realitate, procesul poate fi împărţit în perioada vitezei constante şi perioada vitezei descrescînde. Deci, tot calculul trebuie împărţit în două părţi: pentru prima şi pentru a doua perioadă.

Curba de uscare din figura 6-17 arată că conţinutul critic în umiditate corespunde la 48% umiditate (din greutatea totală), ceea ce dă posibilitatea de a întocmi bilanţul de materiale separat pentru cele două perioade de uscare.

Perioada I-a:

$$W_1 = 1\,600\left(\frac{60-48}{100-48}\right) = 368 \text{ kg},$$

adică, în cursul primei perioade cu viteză constantă de uscare trebuie îndepărtate 368 kg umiditate.

Perioada a II-a.

În perioada vitezei descrescînde trebuie îndepărtată o cantitate de umiditate egală cu:

$$W_{II} = W - W_1 = 954 - 368 = 586 \text{ kg umiditate.}$$

Bilanţul umidităţii (în kg)

Intrat

Umiditatea intrată cu materialul	$1\,600 \cdot 0{,}6 = 960$

Ieşit

Umiditatea îndepărtată în perioada I	368
Umiditatea îndepărtată în perioada a II-a	586
Umiditatea rămasă în substanţa uscată	$646 \cdot 0{,}01 = 6$
Total	960

Bilanţul termic

Suprafaţa de încălzire a uscătorului se poate determina din ecuaţia:

$$A = \frac{Q}{K\Delta t} \qquad [\text{m}^2]$$

Pentru aceasta, consumul de căldură pe oră Q trebuie calculat pentru fiecare perioadă de uscare în parte, adică: pentru perioada de pornire Q_p, pentru perioada cu viteză constantă de uscare Q_1, pentru perioada cu viteză descrescîndă Q_{II}.

Suprafaţa de încălzire se poate determina pornind de la încărcarea termică maximă Q_{max}; numai în astfel de condiţii capacitatea dată a uscătorului va fi realizată.

Pentru a găsi consumul orar de căldură în fiecare perioadă, trebuie să se determine durata fiecăreia. Astfel, durata perioadei de pornire, adică perioada de încălzire a instalaţiei şi a materialului încărcat, poate fi luată, pe bază de date practice, egală cu 1 oră. În ceea ce priveşte uscarea materialului ca atare, durata fiecărei perioade trebuie determinată cu exactitate suficientă. Dacă există o uscare experimentală a materialului dat, făcută anterior în condiţii de laborator, durata fiecărei perioade trebuie luată direct din rezultatele obţinute.

Scanned with OKEN Scanner

În lucrarea citată mai sus (v. nota de la pag. 404) există indicaţii asupra duratei relative a celor două perioade de uscare pentru albastru-închis de naftol 10 B, în condiţiile adoptate (vid de 650 mm Hg, grosimea stratului 40 mm), însă ele pot fi determinate prin calcul. Durata primei perioade poate fi găsită pe baza datelor conţinutului critic în umiditate şi a vitezei de uscare în perioada vitezei constante.

În prima perioadă de uscare se evaporă din 100 g pastă:

$$\left(1 - \frac{40}{52}\right) \cdot 100 = 23 \text{ g}.$$

Pe baza curbei din figura 6-17 se găseşte că viteza de uscare în prima perioadă este 0,0128 g/cm² min, ceea ce corespunde la 0,0128 · 60 = 0,768 g/cm² h.

La o grosime a stratului de pastă de 4 cm, 100 g pastă vor da o suprafaţă de evaporare:

$$\frac{100}{1{,}25 \cdot 4} = 20{,}0 \text{ cm}^2,$$

în care 1,25 este greutatea specifică a pastei umede, în g/cm².

Este clar că va avea loc următoarea egalitate:

$$0{,}768\ \tau_1 = \frac{23}{20} = 1{,}15 \text{ g/cm}^2,$$

în care τ_1 este durata primei perioade.

De aici se găseşte că:

$$\tau_1 = \frac{1{,}150}{0{,}768} = 1{,}5 \text{ h}.$$

Ştiind că întregul proces de uscare a pastei durează 9 ore, rezultă că durata perioadei cu viteză descrescîndă este:

$$\tau_2 = 9 - 1{,}5 = 7{,}5 \text{ ore}.$$

Deci:

— durata perioadei de pornire este .....1,0 oră;
— durata perioadei I .....1,5 ore;
— durata perioadei a II-a .....7,5 ore.

După ce s-a determinat durata fiecărei perioade de uscare, se trece la întocmirea bilanţului termic propriu-zis al uscătorului, în următoarele condiţii: vidul-650 mm Hg, adică o presiune de 110 mm Hg sau 0,15 ata; temperatura de uscare a materialului 54°C; temperatura aburului de încălzire 110°C (abur saturat cu presiunea $P = 1{,}5$ ata); temperatura aerului înconjurător 15°C.

Determinarea consumului de căldură în perioada de pornire.

Consumul de căldură în perioada de pornire constă din:

1) consumul de căldură pentru încălzirea instalaţiei Q_{inst};
2) consumul de căldură pentru încălzirea materialului Q_{mat};
3) consumul de căldură pentru încălzirea izolaţiei Q_{izol}.

1. Consumul de căldură Q_{inst} se determină cu formula:

$$Q_{inst} = G_{inst} \cdot c_{inst} \ (t_{inst} - t_{in}).$$

Greutatea aproximativă a uscătorului (fără tăvi) este — 11 000 kg (v. tabela 6-5). La o grosime a tablei de oţel pentru tăvi de 0,8 mm, greutatea fiecărei tăvi este de aproximativ 3 kg, deci greutatea totală a tăvilor va fi de 220 kg, iar greutatea totală a uscătorului şi a tăvilor va fi $G_{inst} = 11\,220$ kg.

Instalaţia trebuie încălzită la 60°C; $t_{in} = 15$°C; căldura specifică a fontei $c_f = 0{,}482$ kJ/kg.grd $= 0{,}115 \dfrac{\text{kcal}}{\text{kgf} \cdot \text{grd}}$.

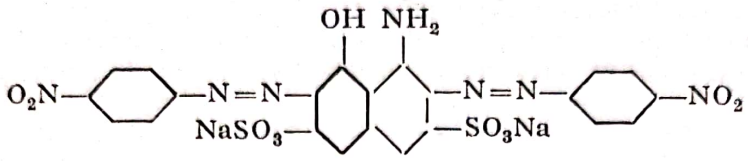
Atunci:

$$Q_{inst} = 11\,220 \cdot 0{,}482(60 - 15) = 243\,000\,000 \text{ J} = 243\,000 \text{ kJ}.$$

2. În mod analog se determină consumul de căldură pentru încălzirea materialului.
Se cunosc:

$$G_{mat} = 1\,600 \text{ kg}; \quad \vartheta_{fin} = 54°\text{C}; \quad \vartheta_{in} = 15°\text{C}.$$

Căldura specifică a colorantului trebuie calculată. După cum se ştie, formula albastrului-închis naftol 10 B este următoarea:



sau $C_{22}H_{14}N_6O_9S_2Na_2$. Greutatea moleculară este de 616,19.
Folosind formula (5-9) şi tabela 5-1 se găseşte căldura specifică a colorantului uscat:

$$c = \frac{7{,}5 \cdot 10^3 \cdot 22 + 9{,}6 \cdot 10^3 \cdot 14 + 26{,}0 \cdot 10^3 \cdot 6 + 16{,}8 \cdot 10^3 \cdot 9 + 22{,}6 \cdot 10^3 \cdot 2 + 26{,}0 \cdot 10^3 \cdot 2}{616{,}19} = 1{,}14 \cdot 10^3 \text{ J/kg.grd}.$$

După ce s-a determinat căldura specifică a colorantului, se calculează căldura specifică a pastei conţinînd 60% umiditate. Căldura specifică a pastei va fi:

$$c_{mat} = 0{,}40 \cdot 1{,}140 \cdot 10^3 + 0{,}60 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3 = 2{,}970 \cdot 10^3 \text{ J/kg·grd}.$$

Atunci:

$$Q_{mat} = 1\,600 \cdot 2{,}970 \cdot 10^3(54 - 15) = 185\,000\,000 \text{ J} = 185\,000 \text{ kJ}.$$

3. Se determină apoi consumul de căldură pentru încălzirea izolaţiei Q_{izol}.
Uscătorul se izolează cu un strat compus din azbest şi pămînt de infuzorii, gros de 65 mm; densitatea acestei izolaţii $\rho_{izol} = 500$ kg/m³.
Deci, masa izolaţiei va fi:

$$G_{izol} = 500 \cdot 0{,}065(2 \cdot 1{,}6 \cdot 1{,}7 + 2 \cdot 1{,}6 \cdot 3{,}3 + 2 \cdot 1{,}7 \cdot 3{,}3) = 885 \text{ kg}.$$

Căldura specifică a izolaţiei de calitatea considerată $c_{izol} = 0{,}92 \cdot 10^3$ J/(kg.grd).
Temperatura medie a izolaţiei este:

$$t_{izol} = \frac{60 + 27}{2} = 43°\text{C}.$$

Atunci:

$$Q_{pierd} = 885 \cdot 0{,}92 \cdot 10^3 (43 - 15) = 22\,840\,000 \text{ J} = 22\,840 \text{ kJ}.$$

Deci:

$$Q_p = Q_{inst} + Q_{mat} + Q_{izol} = 243\,020 \cdot 10^3 + 185\,000 \cdot 10^3 + 22\,840 \cdot 10^3 = 451\,000 \cdot 10^3 \text{J} = 451\,000 \text{ kJ}.$$

Considerînd că durata perioadei de pornire este de 1 oră, se determină consumul orar de căldură în perioada de pornire:

$$Q_p = \frac{451\,000\,000}{1 \cdot 3\,600} = 125\,000 \text{ W} = 125 \text{ kW}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Determinarea consumului de căldură în prima perioadă de uscare

Consumul de căldură în prima perioadă de uscare constă din: 1) consumul de căldură pentru evaporarea umidității Q_{evap} și 2) consumul de căldură datorită pierderilor de căldură Q_{pierd}:

$$Q_I = Q_{evap} + Q_{pierd}.$$

1. Consumul de căldură pentru evaporare.

După cum s-a găsit mai sus, în prima perioadă de uscare, care durează 1,5 ore, trebuie să se evapore 368 kg umiditate, adică:

$$W = \frac{368}{1{,}5} = 245 \text{ kg/h}.$$

Căldura de vaporizare $r = 2\,372 \cdot 10^3$ J/kg $= 566 \frac{\text{kcal}}{\text{kgf}}$ (la presiunea de 0,15 ata).

Atunci:

$$Q_{evap} = Wr = \frac{245 \cdot 2\,372 \cdot 10^3}{3\,600} = 162\,000 \text{ W} = 162 \text{ kW}.$$

2. Consumul de căldură echivalent pierderilor de căldură se determină cu formula:

$$Q_{pierd} = K \cdot A_e \cdot \Delta t,$$

în care:

K este coeficientul total de transmitere a căldurii de la aburul secundar la aerul înconjurător;

A_e — suprafața exterioară a uscătorului (conform dimensiunilor considerate pentru dulap $A_e \approx 30$ m²);

Δt — diferența între temperatura din interiorul uscătorului și temperatura aerului înconjurător.

Se consideră: $\alpha_1 = 348$ W/(m² · grd) — coeficientul parțial de transmitere a căldurii pentru aburul care se condensează din amestecul de aer și vapori; $\delta_1 = 0{,}025$ m — grosimea peretelui de fontă a uscătorului; $\lambda_1 = 40{,}6$ W/(m·grd) — conductivitatea termică a fontei; $\delta_2 = 0{,}065$ m — grosimea izolației; $\lambda_2 = 0{,}22 \frac{W}{\text{m grad}}$ — conductivitatea termică a izolației; $\alpha_{rad} = 5{,}64\varepsilon(1 + 0{,}006\,\Delta t)$, în care ε este coeficientul de emisie, egal cu 0,9 pentru izolație: Δt — diferența între temperatura suprafeței izolației * și a aerului înconjurător, egală cu $27 - 15 = 12$°C.

Atunci:

$$\alpha_{rad} = 5{,}64 \cdot 0{,}9(1 + 0{,}006 \cdot 12) = 5{,}43 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{grd)}$$
$$\alpha_{conv} = 3{,}94 + 0{,}028\ \Delta t = 3{,}94 + 0{,}028 \cdot 12 = 4{,}28 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{grd)}$$

Deci:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{348} + \frac{0{,}025}{40{,}6} + \frac{0{,}065}{0{,}22} + \frac{1}{5{,}43 + 4{,}28}} = 2{,}52 \frac{W}{\text{m}^2 \cdot \text{grd}}$$

și

$$Q_{pierd} = 2{,}52 \cdot 30(54 - 15) = 2\,950 \text{ W} = 2{,}95 \text{ kW}.$$

Se verifică temperatura admisă la suprafața izolației cu ajutorul ecuației:

$$q = (\alpha_{rad} + \alpha_{conv}) \cdot (t_{per} - t_{aer}),$$

* Se admite că temperatura suprafeței de izolare este de 27°C, urmînd a se verifica ulterior.

în care q este pierderea specifică de căldură a uscătorului, egală cu:

$$q = \frac{2\,950}{30} = 98{,}5\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} = 354\ \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}.$$

Deci, $t_{per} = \frac{98{,}5}{5{,}43 + 4{,}28} + 15 = 25°\text{C}$, ceea ce diferă puţin de temperatura admisă, în sensul că pierderea de căldură va fi mai mică.

Deci:

$$Q_{\text{I}} = 162\,000 + 2\,950 = 164\,950\ \text{W} = 165\ \text{kW}.$$

Determinarea consumului mediu de căldură în a doua perioadă de uscare

Consumul de căldură în a doua perioadă de uscare se determină în mod analog ca pentru prima perioadă, deci:

$$Q_{\text{II}} = Q_{evap} + Q_{pierd}.$$

După cum s-a găsit mai sus, în a doua perioadă de uscare, care durează 7,5 ore, trebuie să se evapore o cantitate de 586 kg umiditate, adică în medie:

$$W = \frac{586}{7{,}5} = 78{,}2\ \text{kg/h}.$$

Atunci:

$$Q_{evap} = \frac{78{,}2 \cdot 2\,372 \cdot 10^3}{3\,600} = 51\,500\ \text{W} = 51{,}5\ \text{kW}.$$

După cum s-a determinat mai sus:

$$Q_{pierd} = 2{,}95\ \text{kW}.$$

Deci, consumul orar de căldură în a doua perioadă de uscare este:

$$Q_{\text{II}} = 51\,500 + 2\,950 = 54\,450\ \text{W} = 54{,}5\ \text{kW}.$$

Astfel, consumul orar de căldură va fi:

în perioada de pornire.....125 000 W;
în prima perioadă .....164 950 W;
în a doua perioadă ..... 54 450 W.

Este clar că $Q_{max} = 164\,950$ W şi suprafaţa de încălzire a uscătorului este determinată de prima perioadă de uscare.

Se menţionează că o evaporare de umiditate are loc şi în perioada de pornire. Dacă în calcul se consideră însă că evaporarea începe abia în momentul cînd s-a ajuns în regim, se obţine un consum ceva mai mare de căldură pentru evaporarea umidităţii în prima perioadă, decît este realmente necesară. Deoarece calculul suprafeţei de încălzire trebuie făcut pentru consumul de căldură din prima perioadă, rezultă că presupunerea făcută dă un surplus oarecare de suprafaţă de încălzire.

Se neglijează pierderile de căldură ale uscătorului în perioada de pornire.

Dulapul uscătorului ales are suprafaţa de încălzire $A = 90{,}6\ \text{m}^2$, diferenţa de temperatură $\Delta t = 110 - 54 = 56$ grd.

Pe baza acestor date, coeficientul mediu de transmitere căutat de la aburul de încălzire la materialul care se usucă se calculează cu ecuaţia:

$$90{,}6 = \frac{164\,950}{K\ 56},$$

de unde $K = 32{,}4\ \text{W/(m}^2 \cdot \text{grd)}$.

Această valoare pentru K coincide cu datele practice pentru dulapuri uscătoare, obţinute la o fabrică de produse chimice din Dorogomilovsk.

Scanned with OKEN Scanner

Bilanțul termic al dulapului uscător cu vid (în kJ)

Căldura intrată

Intrată cu aburul ..... 1 260 · 2 694 = 3 394 700.

Căldura consumată

Pentru evaporarea umidității	581 000 · 1,5 + 185 400 · 7,5 =	= 2 260 000.
Pentru încălzirea instalației	243 000 + 22 840 =	265 840.
Pentru încălzirea materialului	=	185 000.
Pentru pierderile de căldură	10 620 · 9 =	95 580.
		2 806 420.
Ieșit cu condensatul	1 260·461,0 =	580 860.
	Total	3 387 280.

Consumul total de căldură pentru o singură operație este, conform bilanțului termic, d 2 806 420 kJ, ceea ce revine, recalculat în abur de încălzire (cu presiune $P = 1{,}5$ ata și temperatura de 110°C), la:

$$Q = \frac{2\,806\,420 \cdot 10^3}{2\,233 \cdot 10^3} = 1\,260 \text{ kg},$$

în care $2\,233 \cdot 10^3$ este căldura de condensare a aburului la 110°C, în J/kg.

Pe baza acestui bilanț se determină randamentul uscătorului:

$$\eta = \frac{(Q_{evap} + Q_{inc.\,um})\,100}{Q_{tot}} = \frac{[2\,260\,000 \cdot 10^3 + 954 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3\,(54 - 15)]\,100}{2\,806\,420 \cdot 10^3} = 86\%.$$

Într-o singură operație se evaporă 954 kg umiditate, deci consumul specific de abur este:

$$d = \frac{1\,260}{954} = 1{,}32 \frac{\text{kg abur}}{\text{kg umiditate evaporată}}.$$

Consumul orar mediu de abur este:

$$G_{ab} = \frac{1\,260}{10} = 126 \text{ kg/h}.$$

Consumul maxim de abur (pentru perioada I de uscare) este:

$$G_{ab,\,max} = \frac{164\,950}{2\,233 \cdot 10^3} = 0{,}074 \text{ kg/s} = 266 \text{ kg/h},$$

în care 164 950 este consumul de căldură pe oră pentru prima perioadă, în W.

Prin urmare, conducta de abur de încălzire trebuie să se calculeze pentru un debit de abur de 266 kg/h, iar conducta pentru aburul secundar, precum și condensatorul și pompa de vid, pentru cantitatea maximă de 245 kg/h.

Caracteristicile aburului secundar sînt P = 0,15 ata, $t = 54$°C, $r = 2\,372 \cdot 10^3$ J/kg.

Suprafața condensatorului se calculează cu formulele corespunzătoare pentru transmiterea căldurii (cap. IV).

Se menționează că pompa de vid se alege ținînd seama de următoarele date practice: pentru fiecare 5 kg abur secundar, trebuie să se aspire aproximativ 1 m³ aer.

Scanned with OKEN Scanner

CALCULUL UNUI USCĂTOR ÎN STRAT FLUIDIZAT PENTRU CLORURA DE POTASIU

Date pentru calcul

Productivitatea (raportată la materialul uscat) ..... $G_{fin} = 20$ t/h
Umiditatea sării (la masa totală)
iniţială ..... $w_{in} = 10\%$;
finală ..... $w_{fin} = 0{,}5\%$.
Diametrul mediu al particulelor ..... $d = 0{,}25$ mm.
$d_{max} = 0{,}5$ mm
$d_{min} = 0{,}1$ mm
Temperatura sării supusă uscării ..... $\vartheta_1 = 20°C$
Capacitatea calorică a sării uscate ..... $c_m = 0{,}712 \cdot 10^3$ J/kg grd sau 0,17 kcal/kg · grd.
Densitatea sării ..... $\rho_{mat} = 2 \cdot 10^3$ kg/m³.

Pentru uscare se utilizează gaze de ardere.

Pierderile de căldură se consideră de 15% din consumul de căldură la încălzirea materialului şi evaporarea umidităţii.

Alegerea uscătorului şi a condiţiilor sale de lucru

Factorii care influenţează alegerea unui tip de uscător sînt:

1) Compoziţia materialului de uscat — pulverulent, granule.

2) Materialul suportă încălzirea pînă la temperatura înaltă ($t_{top} = 770°C$).

3) Raportul între dimensiunea maximă şi minimă a particulelor $\frac{d_{max}}{d_{min}} = \frac{0{,}5}{0{,}1} = 5$.

4) Se îndepărtează în principiu umezeala aderentă la suprafaţă.

5) Sita se alege de tipul cu adînciturі (recomandabilă la uscarea sărurilor), cu diametrul ochiurilor $d_0 = 5$ mm (o sită cu diametrul găurilor mai mic este greu de confecţionat).

6) Se tolerează o oarecare neegalitate a materialului de uscat în raport cu conţinutul final de umiditate, în timp ce la alimentare toate particulele de sare posedă aceeaşi umiditate.

Factorul 3 impune alegerea unui uscător cu o cameră cu pereţi verticali.

Pentru asigurarea condiţiilor hidrodinamice optime se alege un aparat cu secţiunea circulară.

Înălţimea stratului fluidizat în aparat se consideră de 4 ori mai mare decît înălţimea zonei de acţiune a curentului (zona de stabilizare hidrodinamică *). Ultima se determină din ecuaţia:

$$h_c = 20 \cdot d_0 = 20 \cdot 5 = 100 \text{ mm};$$

$$h = 4\ h_c = 4 \cdot 100 = 400 \text{ mm}.$$

Temperatura gazelor de ardere, diluate cu aer, intrate sub sită se consideră $t_1 = 800°C$; temperatura gazelor de evacuare $t_2 = 125°C$, ceea ce nu duce la condensarea vaporilor în aparatele de desprăfuire (cicloane, filtre). Temperatura sării care se scoate în mod aproximativ se poate considera egală cu temperatura gazelor de ieşire, adică $\vartheta_g = 125°C$.

Pentru asigurarea unei fluidizări constante, alimentarea cu sare umedă constantă trebuie condusă cu ajutorul unui distribuitor, care împrăştie materialul uniform pe suprafaţa stratului.

Descărcarea sării în aparat se recomandă a se face la sita pentru scoaterea din aparatul de condensare.

P. G. Romankov, N. B. Raşkovskaia *Suşka v Kipiaşcem sloe*, Izd. „Himiia", 1964.

Scanned with OKEN Scanner

Calcul

1. Cantitatea de material umed este:

$$G_{in} = G_{fin}\frac{100 - w_{fin}}{100 - w_{in}} = 20\,000\,\frac{0{,}995}{0{,}9} = 22\,100 \text{ kg/h} = 6{,}15 \text{ kg/s}.$$

2. Cantitatea de umiditate evaporată este:

$$W = G_{in} - G_{fin} = 22\,100 - 20\,000 = 2\,100 \text{ kg/h}$$

sau:

$$W_{sec} = 0{,}584 \text{ kg/s}.$$

3. Consumul de căldură este:

$$Q = Q_{evap} + Q_{inc} + Q_{pierd} = 1{,}15\,\{W[r + c_{vap}(t_2 - \vartheta_1)] + G_{fin} \cdot c_m(\vartheta_2 - \vartheta_1)\} =$$

$$= 1{,}15\,\{0{,}584\,[2\,490 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3(125 - 20)] + 5{,}56 \cdot 0{,}712 \cdot 10^3(125 - 20)\} =$$

$$= 228 \cdot 10^3 W.$$

Consumul specific de căldură este:

$$q = \frac{Q}{W_{sec}} = \frac{228 \cdot 10^3}{0{,}584} = 3\,900\,000\,\frac{W}{\text{kg umiditate}},$$

adică $930\,\dfrac{\text{kcal}}{\text{kgf umiditate}}$.

4. Consumul de gaze de uscare este:

$$L_{sec} = \frac{Q}{c_g(t_1 - t_2)} = \frac{228 \cdot 10^3}{1{,}05 \cdot 10^3(800 - 125)} = 3{,}22 \text{ kg/s}.$$

Capacitatea calorică a gazelor c_g este considerată la temperatură medie egală cu $0{,}5(800 + 125) = 512{,}5°C$.

Consumul specific de gaze este:

$$l = \frac{L_{sec}}{W_{sec}} = \frac{3{,}22}{0{,}584} = 5{,}5\,\frac{\text{kg}}{\text{kg umiditate}}.$$

5. Viteza gazelor. Mai întîi se calculează viteza critică de fluidizare pentru particulele de mărime medie, utilizînd graficul $Ly = f(Ar)$ (fig. 3-10) pentru temperatura stratului, care se poate considera egală cu temperatura gazelor de ieşire, adică 125°C. Criteriul lui Arhimede este:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_m g}{\nu^2 \rho_g} = \frac{2{,}5^3 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{2{,}47^2 \cdot 10^{-10} \cdot 0{,}885} = 5{,}67 \cdot 10^2,$$

unde ρ_g se calculează ca şi pentru aer:

$$\rho_g = 1{,}293\,\frac{273}{273 + 125} = 0{,}885 \text{ kg/m}^3,$$

iar

$$\nu = 2{,}47 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Valoarea critică a criteriului lui Liaşcenko este:

$$Ly_{cr} = 10^{-4}$$

Viteza critică de fluidizare va fi:

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{cr}\nu \cdot g\,\rho_m}{\rho_g}} = \sqrt[3]{\frac{10^{-4} \cdot 2{,}47 \cdot 10^{-5} \cdot 9{,}81 \cdot 2 \cdot 10^3}{0{,}885}} = 0{,}038 \text{ m/s}.$$

Valoarea de lucru a criteriului Ly se alege la cea mai mare porozitate a stratului fluidizat ($\varepsilon = 0{,}75$), deoarece pentru procesul de uscare, care decurge în prima perioadă, instensitatea procesului este cu atît mai ridicată, cu cît este mai mare viteza gazelor. Din (fig. 3-10) se găseşte $Ly = 3{,}4 \cdot 10^{-1}$ (vezi fig. 6-18)

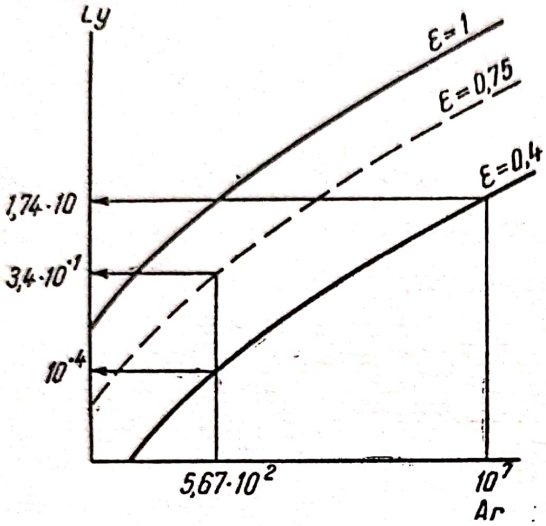


Fig. 6-18 (La calculul uscătorului cu strat fluidizat pentru clorura de potasiu).

Atunci, numărul (sau coeficientul) de fluidizare este:

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{cr}}} = \sqrt[3]{\frac{3{,}4 \cdot 10^{-1}}{10^{-4}}} = 15.$$

Viteza gazelor (raportată la întreaga secţiune a sitei) este:

$$w = K_w w_{cr} = 0{,}038 \cdot 15 = 0{,}57 \text{ m/s}.$$

Viteza gazelor imediat lîngă sită este mai mare din cauza temperaturii mai ridicate. Această viteză este egală cu:

$$w_{sită} = w\,\frac{273 + t_1}{273 + t_2} = 0{,}57\,\frac{273 + 800}{273 + 125} = 1{,}54 \text{ m/s}.$$

Dacă secţiunea liberă a sitei se consideră egală cu 10% din suprafaţa ei totală, viteza gazului în ochiurile sitei va fi:

$$w_0 = 10 \cdot 1{,}54 = 15{,}4 \text{ m/s}.$$

Această viteză este suficientă pentru fluidizarea stratului nu numai cu particule de diametrul cel mai mare ($d_{max} = 0{,}5$ mm), dar şi cu formaţii mai voluminoase (bulgări), după cum se vede din calculul următor.

Dacă se consideră numărul de fluidizare, pentru particulele mai voluminoase, nu mai mare decît este necesar pentru mişcarea lor (de exemplu, $K_w = 3$), atunci viteza critică de fluidizare pentru aceste particule va fi:

$$w_{cr(o)} = \frac{w_0}{K_w} = \frac{15{,}4}{3} = 5{,}13 \text{ m/s}.$$

Atunci :

$$Ly_{cr(o)} = \frac{w_{cr(o)}^3 \cdot \rho_g}{\nu g \rho_{mat}} = \frac{5{,}13^3 \cdot 0{,}33}{1{,}31 \cdot 10^{-4} \cdot 9{,}81 \cdot 2 \cdot 10^3} = 1{,}74 \cdot 10 ,$$

unde :

$$\rho_g = 1{,}293 \frac{273}{273 + 800} = 0{,}33 \text{ kg/m}^3$$

$$\nu = 1{,}31 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Valorii $Ly_{cr} = 1{,}74 \cdot 10$ îi corespunde $Ar = 10^7$. Atunci, diametrul particulelor voluminoase (bulgări) este :

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \nu^2 \rho_g^2}{\rho_{mat} \cdot g}} = \sqrt[3]{\frac{10^7 \cdot 1{,}31^2 \cdot 10^{-8} \cdot 0{,}33}{2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}} = 0{,}0143 \text{ m} = 14{,}3 \text{ mm} .$$

Astfel, la sita cu orificii de fapt se mişcă şi bulgării de sare, cu diametrul $\sim$ 14 mm.

6. Mărimea sitei. Suprafaţa întreagă a sitei se determină din expresia :

$$A_{sită} = \frac{L_{sec}}{\rho_g w} = \frac{3{,}2}{0{,}885 \cdot 0{,}57} = 6{,}39 \text{ m}^2 .$$

Diametrul sitei va fi :

$$D_{sită} = \sqrt{\frac{A_{sită}}{0{,}785}} = \sqrt{\frac{6{,}39}{0{,}785}} = 2{,}85 \text{ m} .$$

7. Spaţiul de separare

Înălţimea stratului de separare se consideră de 4 ori mai mare decît înălţimea stratului fluidizat :

$$h_{sep} = 4 \cdot 400 = 1\,600 \text{ mm}.$$

Înălţimea totală a aparatului (deasupra sitei) va fi :

$$h + h_{sep} = 400 + 1\,600 = 2\,000 \text{ mm} = 2{,}0 \text{ m}.$$

Se verifică dacă din aparat vor fi antrenate particulele de sare cele mai mici (diametru $\sim$ 0,1 mm) :

$$Ar = \frac{d^3 \rho_{mat} \cdot g}{\nu^2 \rho_g} = \frac{1 \cdot 10^{-12} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{2{,}47^2 \cdot 10^{-10} \cdot 0{,}885} = 3{,}64 \cdot 10 .$$

Criteriul lui Liaşcenko corespunzător antrenării particulelor va fi $Ly_{antr} = 0{,}15$, iar viteza de antrenare a particulelor cu diametru de 0,1 mm este :

$$w_{antr} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{antr} \cdot \nu \cdot \rho_m \cdot g}{\rho_g}} = \sqrt[3]{\frac{0{,}15 \cdot 2{,}47 \cdot 10^{-5} \cdot 2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{0{,}885}} = 0{,}435 \text{ m/s} .$$

Viteza efectivă a gazului în spaţiul de separare în aparatul cu pereţi verticali este :

$$w = \frac{L_{sec} + w_{sec}}{\rho_g A_{sită}} = \frac{(3{,}22 + 0{,}584)(273 + 125)}{1{,}293 \cdot 273 \cdot 6{,}39} = 0{,}672 \text{ m/s} .$$

(cu oarecare aproximaţie, densitatea este calculată ca şi pentru aer).

Astfel, aparatul cu pereţi verticali nu asigură depunerea particulelor de sare cu un diametru mai mic de 0,1 mm. Pentru a asigura depunerea lor în spaţiul de separare al uscătorului, secţiunea lui trebuie lărgită pînă la valoarea:

$$A_{sep} = 1{,}1\ A_{sită} = \frac{w}{w_{antr}} = 1{,}1 \cdot 6{,}39\,\frac{0{,}672}{0{,}435} = 11\ \text{m}^2.$$

(Aici, coeficientul 1,1 reprezintă o oarecare reducere a vitezei curentului în comparaţie cu viteza de antrenare, necesară pentru asigurarea depunerii particulelor).

Diametrul spaţiului de separare în acest caz este:

$$D_{sep} = \sqrt{\frac{11}{0{,}785}} \approx 3{,}8\ \text{m}.$$

Schiţa unui astfel de uscător este redată în figura 6-19. Calculul unui aparat cu o cameră în strat fluidizat, cu funcţionare continuă, pentru uscarea cărbunelui activ AGK-1.

Date pentru calcul

Productivitatea instalaţiei (în raport cu materialul de uscat) ..... $G_{fin} = 100$ kg/h.
Diametrul particulelor (echivalent, mediu) ..... $d_e = 3{,}0$ mm.
Umiditatea cărbunelui (faţă de substanţa uscată):

— iniţială ..... $w_{in} = 0{,}3$ kg/kg;
— finală ..... $w_{fin} = 0{,}002$ kg/kg.

Densitatea cărbunelui (aparentă) ..... $\rho_{mat} = 730$ kg/m³.
Coeficientul de difuzivitate termică a cărbunelui ..... $a_{mat} = 0{,}638 \cdot 10^{-3}$ m²/h.
Temperatura maximă admisibilă a materialului 170°C.
Capacitatea calorică a aerului ..... $c_g = 1{,}01 \cdot 10^3\ \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{grd}}$ sau 0,24 kcal/kgf · grd
Presiunea barometrică ..... $P = 10^4$ kgf/m².
Umiditatea aerului intrat ..... $x_0 = 0{,}01$ kg/kg.
Căldura de evaporare a apei ..... $r = 2\,260 \cdot 10^3$ J/kg sau 540 kcal/kgf.
Capacitatea calorică a cărbunelui uscat ..... $c_{mat} = 1{,}3 \cdot 10^3$ J/kg · grd sau 0,31 kcal/kgf · grd

Se alege temperatura aerului de intrare $t_1 = 170$°C, deoarece la o uscare mai profundă unele particule se pot încălzi pînă la temperatura aerului de intrare, iar temperatura de 170°C reprezintă limita admisibilă pentru acest tip de cărbune.

Umiditatea relativă de ieşire se ia $\varphi_2 = 0{,}8$.

Calcul

1. Viteza aerului. Din graficul $Ly = f(Ar)$ (fig. 3-10) se găseşte Ly_{cr} după valoarea în prealabil calculată a lui Ar:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_{mat}\, g}{\nu^2 \rho_g} = \frac{27 \cdot 10^{-9} \cdot 0{,}73 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{31^2 \cdot 10^{-12} \cdot 0{,}8} = 2{,}51 \cdot 10^5$$

$$Ly_{cr} = 1{,}0 \quad \text{(v. fig. 6-20).}$$

Viteza critică va fi:

$$w_{cr} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{cr} \cdot \nu \cdot \rho_{mat} \cdot g}{\rho_g}} = \sqrt[3]{\frac{1{,}0 \cdot 31 \cdot 10^{-6} \cdot 0{,}73 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}{0{,}8}} = 0{,}653\ \text{m/s}.$$

Aici $\rho_g = 0{,}8$ kg/m³ la $t_1 = 170$°C.

Valoarea de lucru a criteriului Ly o alegem la o valoare nu prea mare a porozității ($\varepsilon = 0{,}55 \div 0{,}6$), deoarece prin uscarea cărbunelui se îndepărtează în fapt umiditatea legată prin sorbție, viteza de evaporare a acesteia depinzînd, pentru materialul considerat, mai ales de temperatura sa, și nu de viteza aerului.

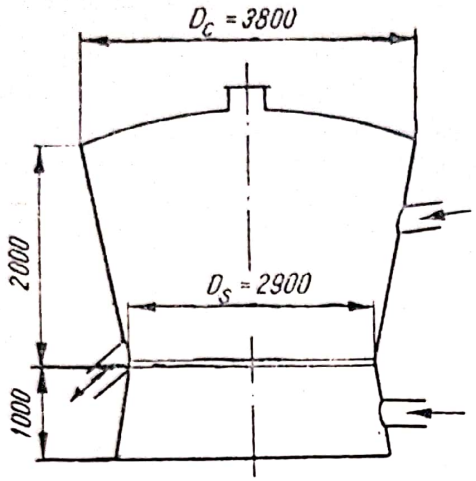


Fig. 6-19 Schița uscătorului.

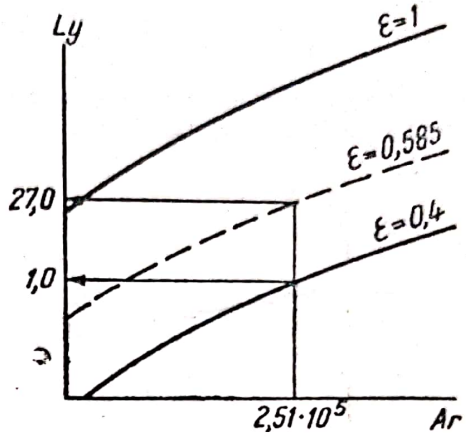


Fig. 6-20 (La calculul aparatului cu strat fluidizat pentru uscarea cărbunelui activ AGK-1).

Se alege $\varepsilon = 0{,}585$. Atunci $Ly = 2{,}7 \cdot 10$ (v. fig. 3—10).
Coeficientul de fluidizare este:

$$K_w = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{cr}}} = \sqrt[3]{\frac{27}{1{,}0}} = 3 .$$

Viteza aerului, calculată la întreaga secțiune a aparatului, este:

$$w = K_w \cdot w_{cr} = 3 \cdot 0{,}653 = 1{,}96 \text{ m/s}.$$

2. Diametrul aparatului. Se determină diametrul minim al aparatului din condițiile consumului minim de aer L_{min}, care la rîndul său se găsește din ecuația bilanțului de materiale stabilit după bilanțul de umiditate și termic:

$$x_0 = \frac{G}{L_{min}} (w_{in} - w_{fin}) = 0{,}622 \frac{\varphi_2 p_{sat}}{P - \varphi_2 p_{sat}} \qquad (6\text{-}25)$$

$$L_{min} c_g (t_1 - t_2) = rG (w_{in} - w_{fin}) + c_g G (\vartheta_2 - \vartheta_1), \qquad (6\text{-}26)$$

unde:

t_2 — temperatura aerului de ieșire;
ϑ_1 — temperatura materialului intrat (se ia egală cu temperatura aerului atmosferic, adică 20°C);
p_{sat} — presiunea vaporilor saturați de apă la temperatura t_2 și umiditatea relativă $\varphi_2 = 0{,}8$.

Sistemul de ecuații (6-25) și (6-26) trebuie să fie rezolvat în raport cu t_2 și L_{min}.
Înlocuind în ecuația (6-25) valoarea L_{min} din ecuația (6-26), egală cu:

$$L_{min} = \frac{rG (w_{in} - w_{fin}) + Gc_m (\vartheta_2 - \vartheta_1)}{c_g (t_1 - t_2)},$$

Scanned with OKEN Scanner

se obţine ecuaţia:

$$x_0 = \frac{G(w_{in} - w_{fin})\, c_g\, (t_1 - t_2)}{rG(w_{in} - w_{fin}) + G c_m (\vartheta_2 - \vartheta_1)} = 0{,}622\, \frac{\varphi_2\, p_{sat}}{P - \varphi_2\, p_{sat}} \qquad (6\text{-}27)$$

După înlocuirea în ecuaţia (6-27) a valorilor numerice (se ia $\vartheta_2 = 130°C$) se obţine:

$$0{,}010 + 3{,}68 \cdot 10^{-4}\,(170 - t_2) = 0{,}5\, \frac{p_{sat}}{10^4 - 0{,}8\, p_{sat}}. \qquad (6\text{-}28)$$

Ecuaţia (6-28) cel mai simplu se rezolvă grafic, alcătuind tabela ajutătoare 6-6. Din graficul construit pe baza datelor din tabela ajutătoare (fig. 6-21) se poate vedea că $t_2 = 46{,}0°C$.

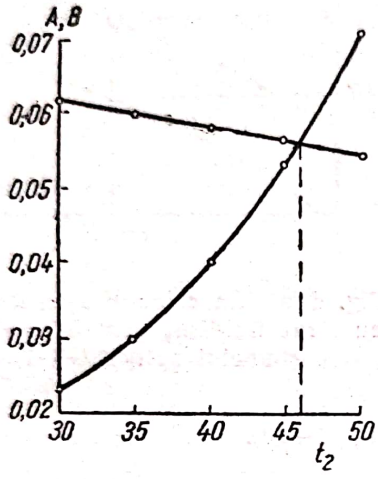


Fig. 6-21 Determinarea temperaturii aerului de ieşire.

Înlocuind valoarea obţinută în ecuaţia (6-26), se determină L_{min}:

$$L_{min} = \frac{2\,260 \cdot 100 \cdot 0{,}298 + 1{,}3 \cdot 100(130 - 20)}{1{,}01\,(170 - 46)} = 652 \text{ kg/h}.$$

Diametrul minim al aparatului (la $\varphi_2 = 0{,}8$) este:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{V_{sec}}{0{,}785\, w}} = \sqrt{\frac{652}{0{,}8 \cdot 3{,}6 \cdot 10^3 \cdot 1{,}94 \cdot 0{,}785}} = 0{,}4 \text{ m}.$$

3. Înălţimea stratului fluidizat. *a)* Pentru un calcul orientativ se consideră ecuaţia cinetică*, exprimată în funcţie de criteriul $F0$:

$$F0 = \frac{0{,}35 \cdot 10^6}{\dfrac{E}{1 - E}} \cdot \left(\frac{t_1 - \vartheta_1}{\vartheta_1}\right)^{-2{,}3} \cdot \left(\frac{c_m \cdot G}{c_g \cdot L}\right) K0^{0{,}7} \cdot Ar^{-0{,}58}.$$

Pentru uşurarea calculelor, în continuare această ecuaţie se aduce la forma:

$$F0 = \frac{A}{L}, \qquad (6\text{-}29)$$

* V. F. Frolov, P.G. Romankov, N.B. Raşkovskaia „JPH", XXXVII, rr.4, 824 (1964), v. şi P.G. Romankov, N.B. Raşkovskaia. *Suşka v. kipiaşcem sole* Izd, „Himiia", 1964.

Tabela 6-6

t_2	$170-t_2$	p_{sat} kgf/m²	$0,8\ p_{sat}$	$104-0,8\ p_{sat}$	$B = 0,5\ \frac{p_{sat}}{104-0,8\ p_{sat}}$	$3,68\cdot10^{-4}\times(170-t_2)$	$A=0,010+3,68\times10^{-4}(170-t_2)$
30	140	433	347	9 653	0,0224	0,0516	0,0616
35	135	573	458	9 542	0,030	0,0497	0,0597
40	130	752	603	9 397	0,040	0,048	0,058
45	125	977	783	9 217	0,053	0,046	0,056
50	120	1 258	1 010	8 990	0,070	0,044	0,054

unde:

$$A = \frac{0,35\cdot10^6}{\frac{E}{1-E}}\cdot\left(\frac{t_1-\vartheta_1}{\vartheta_1}\right)^{-2,3}\cdot\left(\frac{c_m\cdot G}{c_g}\right)\cdot Ko^{0,7}\cdot Ar^{-0,58};$$

$$\frac{t_1-\vartheta_1}{\vartheta_1} = \frac{170-20}{20} = 7,5;$$

$$\frac{c_m\cdot G}{c_g} = 129;$$

$$K0 = \frac{rw_{in}}{c_m(t_1-\vartheta_1)} = \frac{2\,260\cdot0,3}{1,3(170-20)} = 3,5;$$

$$\frac{E}{1-E} = \frac{\frac{0,002}{0,3}}{1-\frac{0,002}{0,3}} = 0,0067;$$

$$Ar = 2,51\cdot10^5.$$

Înlocuind valorile găsite, se găseşte:

$$A = \frac{0,35\cdot10^6}{0,0067}\,7,5^{-2,3}\cdot 129\cdot 3,5^{0,7}(2,51\cdot10^5)^{-0,58} = 1,17\cdot10^5.$$

Mărimea A pentru condiţiile date nu depinde nici de consumul de aer, nici de secţiunea aparatului (la o valoare constantă a coeficientului de fluidizare K_w, adică la o viteză constantă a aerului):

$$F0 = 1,17\cdot10^5\,L^{-1}. \qquad (6\text{-}30)$$

b) Timpul mediu de şedere a particulelor materialului în stratul fluidizat este:

$$\tau_m = F0\,\frac{d^2}{La_m} = \frac{Ad^2}{La_m} = \frac{Ad^2}{(w\ A_{st}\cdot\rho_g\ 3\,600)\ a_m},$$

sau

$$\tau_m = \frac{B}{K_w A_{st}},$$

unde:

$$B = \frac{Ad^2}{w_{cr} \cdot \rho_g \, 3\,600 \, a_m} = \frac{1{,}17 \cdot 10^5 \, (3 \cdot 10^{-3})^2}{0{,}653 \cdot 0{,}8 \cdot 3\,600 \cdot 0{,}638 \cdot 10^{-3}} = 0{,}877 \, .$$

Atunci:

$$\tau_m = \frac{0{,}877}{K_w A_{st}}, \tag{6-31}$$

unde K_w este coeficientul de fluidizare (în cazul considerat $K_w = 3$)

Prin urmare:

$$\tau_m = \frac{0{,}877}{3 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}40^2} = 2{,}33 \text{ h}$$

c) Cantitatea de material în strat este:

$$G_{st} = \tau_m G = 2{,}33 \cdot 100 = 233 \text{ kg}$$

d) Volumul stratului fluidizat va fi:

$$V_{st} = \frac{\tau_m G}{\rho_{mat} (1 - \varepsilon)} = \frac{BG}{K_w A_{st} \rho_{mat} (1 - \varepsilon)} = \frac{C}{K_w A_{st}},$$

unde:

$$C = \frac{BG}{\rho_{mat} (1 - \varepsilon)} = \frac{0{,}877 \cdot 100}{0{,}73 \cdot 10^3 (1 - 0{,}585)} = 2{,}90 \cdot 10^{-1},$$

de unde:

$$V_{st} = \frac{2{,}90 \cdot 10^{-1}}{0{,}785 \, D_{min}^2 \, K_w} = \frac{2{,}90 \cdot 10^{-1}}{0{,}785 \cdot 0{,}4^2 \cdot 3} = 0{,}77 \text{ m}^3 . \tag{6-32}$$

Atunci, înălţimea stratului este:

$$h = \frac{V_{st}}{A_{st}} = \frac{C}{K_w A_{st}^2} = \frac{2{,}90 \cdot 10^{-1}}{K_w A_{st}^2} = \frac{4{,}7 \cdot 10^{-1}}{K_w D_{min}^4} = \frac{4{,}7 \cdot 10^{-1}}{3 \cdot 0{,}4^2} = 6{,}12 \text{ m} . \tag{6-33}$$

Înălţimea stratului este inadmisibil de mare. La o astfel de înălţime va avea loc un regim de pistonare neindicat la fluidizare şi o rezistenţă hidraulică a stratului foarte mare. În afară de aceasta, ecuaţia cinetică nu se verifică pentru o astfel de înălţime a stratului. Astfel, aparatul cu o cameră de un diametru egal cu 0,4 m, care să asigure o umiditate relativă a aerului de ieşire $\varphi_2 = 0{,}8$, nu poate funcţiona normal. Din această cauză, considerînd înălţimea admisă a stratului $h = 350$ mm, se recalculează diametrul aparatului.

4. Diametrul aparatului. Ecuaţia (6-33), rezolvată în raport cu diametrul aparatului, va avea forma:

$$D = \sqrt[4]{\frac{4{,}7 \cdot 10^{-1}}{K_w h}} = \sqrt[4]{\frac{4{,}7 \cdot 10^{-1}}{3 \cdot 0{,}35}} = 0{,}82 \text{ m} .$$

5. Parametrii aerului la ieşire.

a) Umiditatea x_2.

Cantitatea de umiditate evaporată este:

$$W = G(w_{in} - w_{fin}) = 100 \cdot 0{,}298 = 29{,}8 \text{ kg/h}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de aer este:

$$L = w\rho_g\, 0{,}785\ D^2\ 3\,600 = 1{,}96 \cdot 0{,}8 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}82^2 \cdot 3\,600 = 2\,980 \text{ kg/h}$$

$$x_2 = x_0 + \frac{W(1 + x_0)}{L} = 0{,}01 + \frac{29{,}8(1 + 0{,}01)}{2{,}98 \cdot 10^3} = 0{,}0201 \frac{\text{kg umiditate}}{\text{kg aer uscat}}.$$

b) Temperatura şi umiditatea relativă

Pe diagrama $I - x$ (v. fig. 6-1) se figurează punctul A, corespunzător stării aerului, care intră în calorifer ($t_0 = 20°C$, $x_0 = 0{,}01$) şi punctul B, corespunzător stării aerului care intră în uscător ($x_0 = 0{,}01$, $t_1 = 170°C$). După aceea, la intersecţia liniei $I = 48 \frac{\text{kcal}}{\text{kgf}}$ cu $x_2 = 0{,}0201$, se figurează punctul C, corespunzător stării la ieşirea din uscător. Parametrii punctului C sînt: $\varphi_2 < 5\%$ şi $t_2 = 133°C$.

6. Consumul de energie. Consumul de energie pentru insuflarea agentului de uscare şi încălzirea sa de la 20 la 170°C se calculează în ipoteza că rezistenţa hidraulică a sitei este egală cu rezistenţa stratului.

a) Consumul de energie pentru insuflarea aerului (considerînd $\eta = 0{,}5$) este:

$$N = \frac{V\,\Delta p}{1\,000\,\eta} \qquad [\text{kW}]$$

$$V = w_{cr} \cdot K_w \cdot A_{st} \frac{0{,}8}{1{,}2},$$

unde:

0,8 şi 1,2 sînt densităţile aerului, corespunzătoare la 170° şi 20°C;

$$\Delta p = 2\Delta p_{st} = 2\,\frac{G_{st} \cdot 9{,}81}{A_{st}}$$

$$G_{st} = \tau_m\, G = \frac{0{,}877\ G}{K_w\, A_{st}}$$

$$N = \frac{w_{cr} \cdot 0{,}8 \cdot 2 \cdot 9{,}81\, G \cdot 0{,}877}{1\,000\ \eta \cdot 1{,}2\, A_{st}} = \frac{0{,}653 \cdot 2 \cdot 9{,}81 \cdot 100 \cdot 0{,}877 \cdot 0{,}8}{1\,000 \cdot 0{,}5 \cdot A_{st}} = \frac{1{,}8}{A_{st}},$$

sau

$$N = \frac{1{,}8}{0{,}785 \cdot 0{,}82^2} = 3{,}41 \text{ kW}.$$

b) Consumul de căldură pentru încălzirea aerului în calorifer este:

$$Q = L_{sec}\, c_g\, (t_1 - t_0) = w_{cr}\, K_w\, \rho_{20}\, c_g\, (t_1 - t_0) =$$
$$= 0{,}653 \cdot 0{,}8 \cdot 1{,}01 \cdot 10^3 (170 - 20)\, K_w\, A_{st} = 79{,}4 \cdot 10^3\, K_w\, A_{st} =$$
$$= 79{,}4 \cdot 10^3 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}82^2 = 126\,000 \text{ W} = 126 \text{ kW}.$$

Consumul total de energie va fi:

$$E = N + Q + 3{,}41 + 126 = 129{,}41 \text{ kW}.$$

7. Randamentul termic al uscătorului (caracterizează gradul de utilizare al agentului de uscare) este:

$$\eta = \frac{r}{q},$$

Scanned with OKEN Scanner

unde:

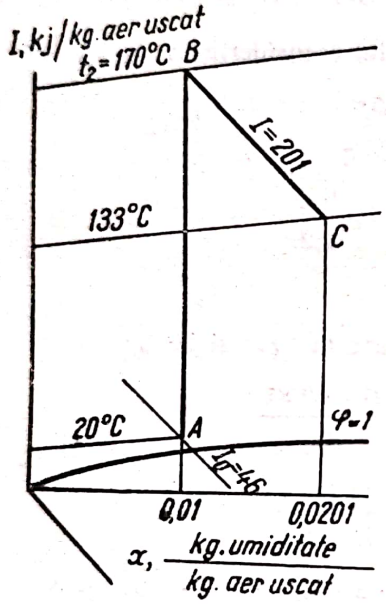
$$q = \frac{Q}{W} = \frac{79{,}4\ K_w\ A_{st} \cdot 3\ 600}{29{,}8},$$

sau:

$$q = 0{,}96 \cdot 10^4 \cdot 3 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}82^2 = 152\ 000\ \frac{\text{kJ}}{\text{kg umiditate}}$$

$$\eta = \frac{2\ 260}{0{,}96 \cdot 10^4\ K_w\ A_{st}} = \frac{2{,}36 \cdot 10^{-1}}{K_w\ A_{st}} = \frac{2{,}36 \cdot 10^{-1}\ 100}{3 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}82^2} = 15\%.$$

Valoarea scăzută a lui η în cazul considerat se datoreşte gradului scăzut de saturare al aerului de ieşire (mai puţin de 5%) şi temperaturii lui înalte (133°C) (v. fig. 6-22).



Fg. 6-22 (La calculul aparatului cu strat fluidizat pentru uscarea cărbunelui activ AGK-1).

3. Intensitatea, în raport cu umiditatea pe unitate de volum, a stratului fluidizat este:

$$A_v = \frac{(w_{in} - w_{fin})\,G}{V_{st}} = \frac{0{,}298 \cdot 100\ K_w\ A_{st}}{2{,}90 \cdot 10^{-1}} = 100\ K_w\ A_{st} =$$

$$= 100 \cdot 3 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}82^2 = 158\ \text{kg/m}^3\text{h}.$$

9. Consumul specific de aer (uscat) este:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{w_{cr}\ K_w\ A_{st}\ \rho_g\ 3{,}6 \cdot 10^3}{(1 + x_0)\,(w_{in} - w_{fin})G} = \frac{0{,}653 \cdot 0{,}8 \cdot 3{,}6 \cdot 10^3}{(1 + 0{,}01)\ 29{,}8}\ K_w\ A_{st} = 63{,}0\ K_w\ A_{st}$$

$$l = 63{,}0 \cdot 3 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}82^2 = 99\ \text{kg aer uscat/kg umiditate}.$$

În tabela 6-7 sînt redate calcule pentru aparate cu diametrul de 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8 şi 0,9 m.

Din datele din tabelă se vede că o creştere a înălţimii stratului fluidizat micşorează simţitor consumul pentru procesul de uscare. Însă la valori $\frac{h}{D_{ap}} \geqslant 1{,}5$ apare regimul de fluidizare cu pistonare.

Tabela 6-7

Date pentru un aparat într-o treaptă la diferite diametre şi $k_w = 3$

Parametri	Diametrul aparatului, m					
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
$\tau_m = \frac{0{,}877}{K_w A_{st}}$, h	2,33	1,49	1,04	0,760	0,582	0,46
$V_{st} = \frac{2{,}90 \cdot 10^{-1}}{K_w A_{st}^2}$, m³	0,768	0,49	0,34	0,25	0,19	0,15
$h = \frac{2{,}90 \cdot 10^{-1}}{K_w A_{st}^2}$, m	6,13	2,51	1,21	0,652	0,384	0,238
$N = \frac{1{,}8}{A_{st}}$, kW	14,3	9,2	6,36	4,68	3,58	2,83
$Q = 79{,}4\ K_w A_{st}$, kW	30,0	46,6	67,4	92,0	120,0	151,0
$E = Q + N$, kW	44,3	55,8	73,76	96,68	123,58	153,83
$\eta = \frac{23{,}6}{K_w \cdot A_{st}}$, %	62,5	40,0	27,7	20,4	15,6	12,3
$A_v = 100 \cdot K_w A_{st}$, kg/(m³ · h)	37,8	59	85	116	151	190
$l = 63\ K_w A_{st}$, m	23,8	37,0	53,5	73,0	95	120
$q = 0{,}96 \cdot 10^4 K_w A_{st}$, kJ/kg	3 600	5 640	8 120	11 100	14 500	18 300
φ_2, %	45	6,0	mai puţin de 5	mai puţin de 5	mai puţin de 5	mai puţin de 5
t_2, °C	57	100	120	133	140	149
x_2	0,0526	0,0373	0,0289	0,0238	0,0206	0,018

În afară de aceasta, utilizarea în calculul considerat a ecuaţiei cinetice se poate face numai pînă la o înălţime a stratului fluidizat de 270 mm, iar extrapolarea ei mult peste această limită a înălţimii nu se admite.

Prin mărirea diametrului aparatului (şi micşorarea înălţimii stratului) se micşorează umiditatea aerului care iese şi se ridică temperatura sa, iar legat de aceasta se micşorează randamentul instalaţiei. Prin urmare nu este raţională alegerea unui aparat de uscare într-o treaptă (cu o cameră) pentru uscarea în profunzime a cărbunelui AGK-1 şi trebuie considerat un aparat cu mai multe trepte în contracurent.

Se efectuează calculul unui aparat de uscare în mai multe trepte în contracurent tip coloana cu funcţionare continuă pentru 100 kg/h cărbune activ AGK-1, în condiţiile exemplului considerat. Pentru determinarea numărului optim de trepte în aparat se efectuează calculul pentru două, trei, patru şi cinci straturi. Pentru calcul se foloseşte ecuaţia cinetică (v. pag.418) şi se obţine pentru fiecare număr de straturi valoarea corespunzătoare a coeficientului ecuaţiei, cît şi exponenţii invarianţilor după datele din tabela 6-7.

De exemplu, pentru un aparat în două trepte această ecuaţie are forma:

$$Fo = \frac{\frac{0{,}78 \cdot 10^6}{E}}{1 - E} \cdot \left(\frac{t_1 - \vartheta_1}{\vartheta_1}\right)^{-3{,}5} \cdot \left(\frac{c_g\ L}{c_m\ G}\right)^{-1{,}0} \cdot Ko^{0{,}7} \cdot Ar^{-0{,}58}.$$

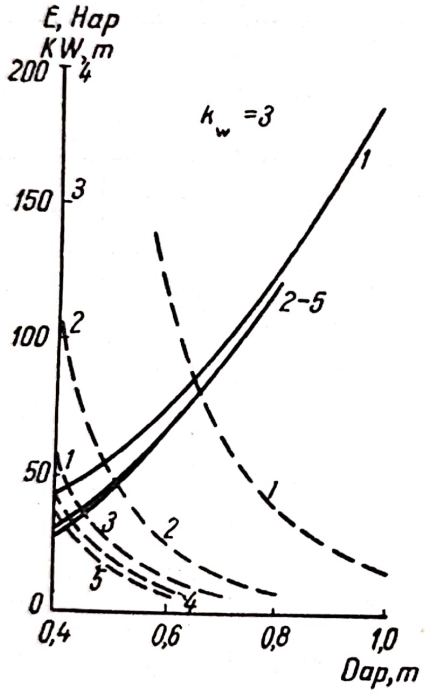


Fig. 6-23 Dependenţa consumurilor de energie E şi înălţimea aparatului H_{ap} de numărul de trepte şi diametrul aparatului:
E; — H_{ap} (cifrele pe curbe corespund numărului stratului).

Rezultatele calculului sînt redate în tabela 6-8 şi figura 6-23, unde pentru comparare se găsesc şi rezultatele calculului pentru aparatul cu o singură treaptă. Sînt indicate de asemenea date în raport cu înălţimea aparatului H_{ap} şi se ia înălţimea fiecărei trepte, egală cu dublul înălţimii stratului.

Din datele indicate în această tabelă se observă că consumul de energie se micşorează cu creşterea numărului de trepte. Prin trecerea de la o treaptă la două sau mai multe trepte se micşorează în mod considerabil înălţimea aparatului, ceea ce conduce la avantajul economic al aparatului cu mai multe camere.

Se stabileşte influenţa coeficientului de fluidizare K_w asupra avantajului economic al procesului de uscare, în cazul uscării cărbunelui AGK-1 în condiţiile exemplului dat.

Întrucît sursa de bază a consumului o reprezintă consumurile de căldură pentru încălzirea agentului de uscare prezintă interes, să se analizeze influenţa coeficientului de fluidizare asupra economicităţii procesului de uscare. Calcule analoge cu cele prezentate mai sus (la aceiaşi

Tabela 6-8

Date pentru un aparat în contracurent cu o treaptă şi mai multe trepte (productivitatea 100kg/h cărbune AGK-1)

Mărimea determinată	Diametrul aparatului D_{ap}, m	Numărul de trepte				
		1	2	3	4	5
Înălţimea stratului fluidizat în fiecare treaptă h, m	0,4	6,13	0,572	0,199	0,106	0,072
	0,5	2,51	0,246	0,082	0,046	0,030
	0,6	1,21	0,120	0,040	0,021	0 014
Intensitatea uscării în raport cu umiditatea (raportată la volumul stratului fluidizat) A_v, $\frac{kg}{m^3 \cdot h}$	0,4	37,8	207	398	558	662
	0,5	59,0	310	616	852	1 010
	0,6	85,0	442	880	1 220	1 510
Consumul specific de aer l, $\frac{kg\ aer\ uscat}{kg\ umiditate}$	0,4	23,8	23,0	23,0	23,0	23,0
	0,5	37,0	36,0	36,0	36,0	36,0
	0,6	53,5	52,8	52,8	52,8	52,8
Consumul specific de căldură q, kJ/kg umiditate	0,4	3 600	3 500	3 500	3 500	3 500
	0,5	3 640	5 450	5 450	5 450	5 450
	0,6	8 120	7 950	7 950	7 950	7 950
Randamentul termic η, %	0,4	62,5	63,8	63,8	63,8	63,8
	0,5	40,0	41,5	41,5	41,5	41,5
	0,6	27,7	29,2	29,2	29,2	29,2
Consumurile de energie E, kW	0,4	44,3	31,7	30,6	30,3	30,1
	0,5	55,8	48,4	47,0	46,7	46,6
	0,6	73,76	67,6	66,9	66,6	66,4
Înălţimea aparatului H_{ap}, m	0,4	12,26	2,38	1,22	0,86	0,73
	0,5	5,0	1,0	0,5	0,37	0,31
	0,6	2,42	0,49	0,24	0,17	0,14

Scanned with OKEN Scanner

parametri ai procesului) sînt efectuate pentru un aparat cu o cameră la $K_w = 0,6$ (în mod corespunzător se schimbă valorile lui ε şi D_{min}). Rezultatele calculelor sînt prezentate în tabela 6-9 (pentru comparare sînt indicate date pentru $K_w = 3$).

Tabela 6-9

Datele pentru un aparat cu o cameră (productivitatea G = 100 kg/h cărbune AGK-1)

Mărimea determinată	Diametrul aparatului D_{ap}, m	Coeficientul de fluidizare	
		3	6
Înălţimea stratului fluidizat h, m	0,5	2,51	2,02
	0,6	1,21	0,96
	0,7	0,65	0,518
Intensitatea uscării în raport cu umiditatea A_v, $\frac{\text{kg umiditate}}{\text{m}^3 \cdot \text{h}}$	0,5	59,0	75,7
	0,6	85,0	109
	0,7	116	150
Consumul specific de căldură q, kJ/kg umiditate	0,5	5 640	9 560
	0,6	8 120	14 000
	0,7	11 100	19 000
Randamentul termic η, %	0,5	40,0	20,4
	0,6	27,7	14,2
	0,7	20,4	10,4
Consumurile totale de energie E, kW	0,5	55,8	102
	0,6	73,76	139
	0,7	96,68	187
Umiditatea aerului de ieşire x_2, $\frac{\text{kg umiditate}}{\text{kg aer uscat}}$	0,5	0,0373	0,0236
	0,6	0,0289	0,0196
	0,7	0,0238	0,017

Din datele tabelei 6-9 se vede că o dată cu creşterea coeficientului de fluidizare se măreşte consumul de energie. În consecinţă, la uscarea cărbunelui AGK-1 şi altor materiale granulate, conţinînd în cea mai mare parte umiditate legată prin sorbţie, coeficientul de fluidizare trebuie ales cît mai mic.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul VII

DISTILAREA. RECTIFICAREA. ABSORBȚIA

FORMULE DE CALCUL

Pentru calculul proceselor de distilare, rectificare și absorbție trebuie cunoscute legile care caracterizează echilibrul între faza lichidă și gazoasă (vapori). În multe cazuri, în calculele tehnice se aplică legile stărilor ideale.

1. Transformarea fracțiunilor de masă ale concentrației în fracțiuni molare se face după formula:

$$x_A = \frac{\frac{\bar{x}_A}{M_A}}{\frac{\bar{x}_A}{M_A} + \frac{\bar{x}_B}{M_B} + \dots}, \qquad (7\text{-}1)$$

unde:

x_A, x_B sînt fracțiunile molare ale componenților;
$\bar{x}_A$, $\bar{x}_B$ — fracțiunile de masă sau procente de masă ale componenților;
M_A, M_B — masele molare ale componenților.

Transformarea fracțiunilor molare în fracțiuni de masă se face cu formula:

$$\bar{x}_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + x_B M_B}. \qquad (7\text{-}2)$$

2. Legea lui Dalton:

$$P = p_A + p_B + p_C + \dots \qquad (7\text{-}3)$$

sau:

$$p_A = P \cdot Y_A$$
$$p_B = P \cdot Y_B \qquad \text{ș.a.m.d.}, \qquad (7\text{-}4)$$

Scanned with OKEN Scanner

unde:

P este presiunea totală a amestecului de gaze sau de vapori;
p_A, p_B — presiunile parțiale ale componenților A și B;
y_A, y_B — fracțiunile molare ale componenților A și B în faza gazoasă.

3. Legea lui Raoult:

$$p_A^* = P_A \cdot x_A \,, \tag{7-5}$$

unde:

p_A^* este presiunea parțială a componentului A în faza gazoasă deasupra lichidului în condițiile echilibrului;
P — presiunea vaporilor saturați ai componentului pur A la temperatura dată;
x_A — fracțiunea molară a componentului A în faza lichidă.

4. Ecuația Raoult — Dalton (ecuația echilibrului dintre vapori și lichid pentru soluțiile ideale):

$$y_A^* = \frac{P_A}{P} x_A \,, \tag{7-6}$$

unde y_A^* este fracțiunea molară a componentului A în vapori, la echilibru cu compoziția lichidului x_A.

Pentru doi componenți ai soluției, ecuația (7-6) se aduce la forma:

$$y_A^* = \frac{\alpha \cdot x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \,.$$

Aici:

$$\alpha = \frac{P_A}{P_B}$$

P_A este presiunea vaporilor saturați ai componentului mai volatil (punct de fierbere mai scăzut);
P_B — presiunea vaporilor saturați ai componentului mai puțin volatil, la aceeași temperatură (punct de fierbere mai ridicat).

5. Consumul de abur la distilarea cu vapori de apă a lichidelor nemiscibile cu apa este:

$$G_a = G_s \frac{M_a p_a}{M_s p_s \varphi} \,, \tag{7-7}$$

unde:

G_a este greutatea vaporilor de apă, care ies cu vaporii substanței distilate, în kg;
G_s — greutatea vaporilor substanței distilate, în kg;
p_a, p_s — presiunile parțiale ale vaporilor de apă și ale vaporilor substanței distilate;
φ — coeficient de saturare, practic egal cu 0,7—0,8;
M_a, M_s — masele molare ale apei și substanței distilate.

Scanned with OKEN Scanner

6. Ecuația distilării simple:

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y^* - x}, \tag{7-8}$$

unde:

W_1 este cantitatea inițială a amestecului de distilat;
W_2 — lichidul rezidual din blază după distilare;
y^* și x — concentrațiile (la echilibru) ale componentului volatil în vapori și în lichid;
x_1 — conținutul de component volatil în amestecul inițial;
x_2 — conținutul de component volatil în reziduu după distilare.

7. Cifra de reflux minim într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \tag{7-9}$$

unde:

x_D este conținutul de component volatil în distilat;
x_F — conținutul de component volatil în lichidul inițial (alimentarea coloanei);
y_F^* — conținutul de component volatil în vaporii care sînt în echilibru cu lichidul de alimentare (toate concentrațiile sînt date în fracțiuni molare sau procente molare).

Cifra reală de reflux este:

$$R = \beta \cdot R_{min},$$

unde β este coeficientul de exces al refluxului, mai mare ca unitatea; în medie $\beta \approx 1{,}5$ [7-9].

8. Ecuația liniei de lucru pentru partea superioară (de concentrare) a unei coloane de rectificare:

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}, \tag{7-10}$$

unde:

y este fracțiunea molară de component volatil în vaporii care intră de jos pe taler;
x — fracțiunea molară de component volatil în lichidul care se scurge de pe acest taler;
R — cifra de reflux;
x_D — fracțiunea molară de component volatil în distilat.

9. Ecuația liniei de lucru pentru partea inferioară (de epuizare) a unei coloane de rectificare:

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W, \tag{7-11}$$

Scanned with OKEN Scanner

unde:

x_W este fracţiunea molară de component volatil în reziduul din blaz;

F — numărul de kmoli lichid de alimentare raportat la 1 kmol distilat; această mărime se determină după formula:

$$F = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}. \tag{7-12}$$

Restul notaţiilor sînt aceleaşi ca în formulele precedente.

10. Numărul treptelor de variaţie a concentraţiei (taler teoretic) în coloanele de rectificare se determină obişnuit pe cale grafică cu ajutorul diagramei $x - y$ la $P = const.$ (v. fig. 7-1) sau cu diagrama $I - x$ (v. exemplele 13 şi 14). Pentru unele amestecuri binare date, compoziţia la echilibru a vaporilor şi lichidului la $P = const.$ [7—10] * este dată în tabela XLI şi în figurile XXV şi XXVI.

Descrierea metodei analitice de calcul a numărului treptelor de variaţie a concentraţiei este dată în literatură [7 — 1; 7 — 9; 7 —11].

Numărul talerelor reale n într-o coloană se determină cu ecuaţia:

$$n = \varepsilon n_t, \tag{7-13}$$

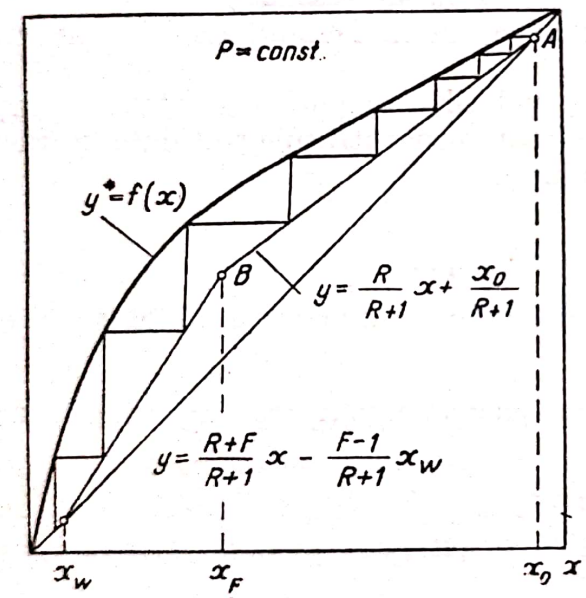


Fig. 7-1. Determinarea grafică a numărului de trepte de variaţie a concentraţiei într-o coloană de rectificare.

unde:

n_t este numărul treptelor de variaţie a concentraţiei;

$\varepsilon = \frac{1}{\eta_0}$ — coeficient ce exprimă raportul dintre numărul real de talere şi numărul teoretic; reprezintă o mărime inversă coeficientului de îmbogăţire sau aşa-numitul randament al talerului care depinde de factori geometrici, hidrodinamici şi fizico-chimici.

* Date utile pot fi găsite în manualele: R. D. Stăll, *Tablift davleniia parov individualnth vescestv*, IL, 1949; L. Horsli, *Tablift azeotropnth smesei*, IL, 1951.

Pentru calcule orientative se admite obişnuit:

$$\eta_0 = 0{,}5 \div 0{,}8.$$

11. Viteza admisă a vaporilor în talerele coloanei de distilare depinde de construcţia talerelor, de distanţa dintre talere şi de proprietăţile vaporilor şi lichidului.

În coloanele care lucrează la presiune atmosferică, viteza vaporilor se află cuprinsă în limitele $w = 0{,}5 \div 2$ m/s.

Se consideră, că pentru funcţionarea normală a talerelor (cu ţevi rotunjite) trebuie să fie îndeplinită condiţia:

$$H > 1{,}8 \frac{\Delta P}{\rho_e \cdot g},$$

unde:

H este distanţa între talere în m;
Δp — rezistenţa hidraulică a talerului, în N/m²;
ρ_e — densitatea lichidului, în kg/m³;
g = 9,81 m/s².

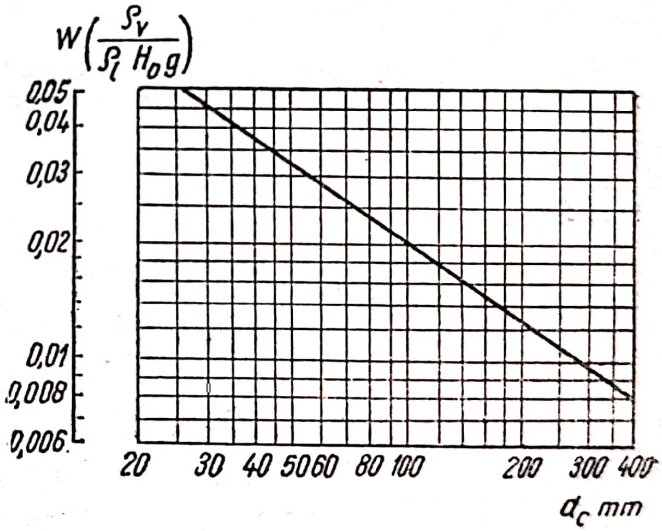


Fig. 7-2. Dependenţa $w \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l \cdot H_0 \cdot g}\right)^{0,5}$ de diametrul clopotului.

w — viteza vaporilor în m/s; H_0 — distanţa de la înălţimea capacului la talerul amplasat mai sus, în m; ρ_v şi ρ_l — densitatea medie a vaporilor şi lichidului, în kg/m³; g = 9,81 m/s².

Pentru determinarea aproximativă a vitezei de lucru a vaporilor în coloanele de rectificare cu talere, cu capac bombat, se pot folosi graficele (fig. 7-2—7-4).

Cu ajutorul graficului din figura 7-3, se poate de asemenea determina viteza vaporilor în coloanele cu site şi cu talere înecate. Pentru aceasta, urmează aflarea pe grafic a valorii care se va înmulţi cu coeficientul de corecţie; pentru talere cu site egal cu 1,35, iar pentru coloane înecate —1,5.

12. Înălţimea necesară stratului de umplutură H_u în coloane de rectificare cu umplutură poate fi găsită din ecuaţia transferului de masă:

$$G \cdot dy = K_y (y^* - y) S \cdot dH_u,$$

de unde:

$$H_u = \frac{G}{K_y \cdot S} \int_{y_W}^{y_D} \frac{dy}{y^* - y} = h_y \cdot m_y , \qquad (7\text{-}14)$$

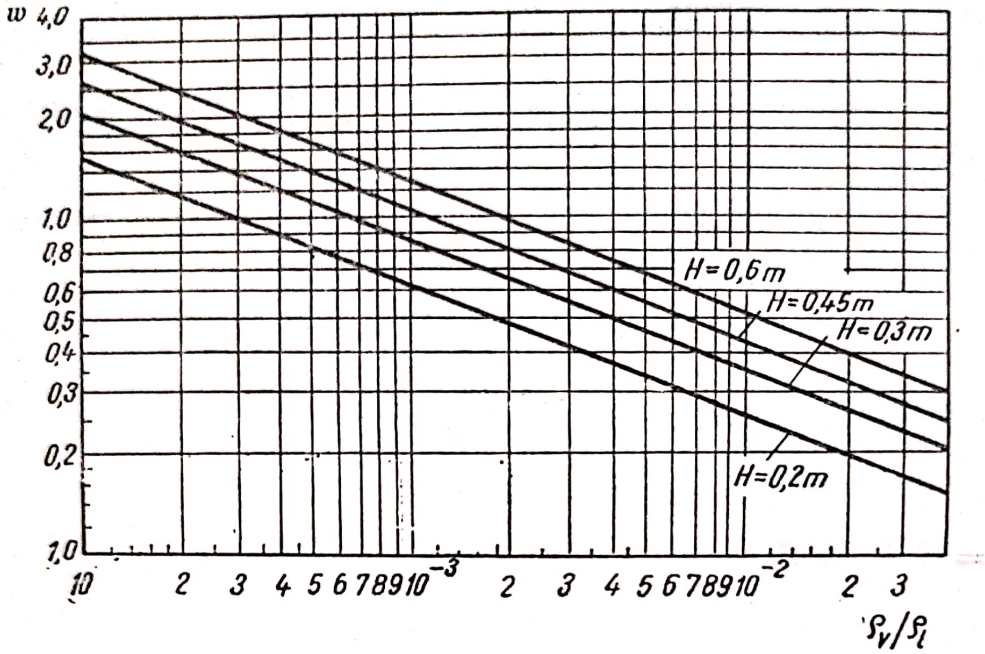


Fig. 7-3. Dependenţa vitezei vaporilor w, în m/s, de raportul densităţilor vaporilor şi lichidului.
H — distanţa între talere, în m.

unde:

$m_y = \int_{y_W}^{y_D} \frac{dy}{y^* - y}$ reprezintă numărul unităţii de transport, determinat prin integrarea grafică sau construcţia treptelor [7-5; 0-2] corespunzător unităţii de transport (v. exemplul 25); dacă pentru partea examinată a coloanei de rectificare, linia de echilibru este dreaptă, atunci mărimea m_y se poate calcula analitic;

G — debit molar de vapori, constant pe înălţimea coloanei, în kmol/h;

K_y — coeficientul mediu de transfer de masă, în kmol/h·m³ (kmol/kmol).

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}; \qquad [m^2]$$

D — diametrul coloanei, în m;

h_y — înălţimea unităţii de transport, în m;

$$h_y = \frac{G}{K_y \cdot S}. \qquad (7\text{-}15)$$

* După datele; I. V. Poplavski, „Him. prom.", nr. 4, 279 (1961).

Pentru cazul, cînd suprafaţa de contact a fazelor în coloane cu umplutură poate fi exprimată fără suprafaţa specifică a umpluturii (regim pelicular), ecuaţia trasferului de masă şi înălţimea unităţii de transport are alte cîteva aspecte (pag. 441).

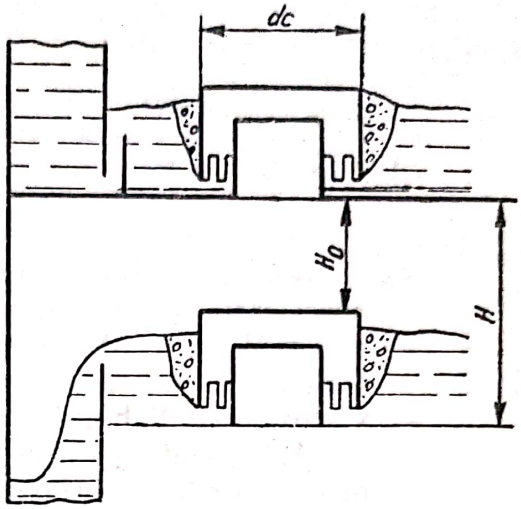


Fig. 7-4. Schema talerelor cu clopote.

Înălţimea stratului de umplutură H_u poate fi de asemenea calculată cu ecuaţia:

$$H_u = h_e \cdot n_t \ , \tag{7-16}$$

unde:

n_t este numărul treptelor de variaţie a concentraţiei;

h_e — înălţimea stratului de umplutură, echivalent cu o treaptă de variaţie a concentraţiei, în m.

13. Pentru coloane de rectificare şi absorbţie cu umplutură, care lucrează în regim de emulsionare, înălţimea echivalentă a umpluturii h_e poate fi determinată din ecuaţia*:

$$\frac{h_e}{d_e} = 8{,}4 \cdot Re_v^{0,2} V_{lib}^{-0,2} \left(\frac{G}{L}\right)^{0,342} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\eta_v}{\eta_l}\right)^{0,038} \cdot \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m\frac{G}{L}} \tag{7-17}$$

care, dacă se substituie în ea $d_e = \frac{4\,V_{lib}}{\sigma}$, se aduce la forma:

$$h_e = 44{,}3 \cdot w^{0,2} \cdot \rho_v^{0,2} \cdot \eta_v^{-0,2} \cdot \sigma^{-1,2} \cdot V_{lib} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,342} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\eta_v}{\eta_l}\right)^{0,038} \cdot \frac{\lg \frac{L}{mG}}{1 - m\frac{G}{L}} \cdot \tag{7-18}$$

* V. V. Kafarov, „Him. prom". nr. 5, 143 (1953).

Scanned with OKEN Scanner

Aici:

η_v și η_e reprezintă viscozitatea vaporilor și lichidului în N.s/m²;
m — tangenta unghiului de înclinare a liniei de echilibru.

Introducînd în ultima formulă viteza vaporilor sau gazului w(în m/s), corespunzătoare regimului de emulsionare (considerat pentru secțiunea plină a coloanei), se stabilește ecuația:

$$\lg\left[\frac{w^2 \cdot \sigma \cdot \rho_v \cdot \eta_l^{0,16}}{g \cdot V_{lib}^3 (\rho_l - \rho_v)}\right] = A - 1{,}75 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v}\right)^{0,125}, \qquad (7\text{-}19)$$

unde:

σ este suprafața specifică a umpluturii, în m²/m³;
g — accelerația căderii libere, în m/s²;
V_{lib} — volumul liber al umpluturii, în m³/m³;
ρ_v și ρ_l — densitatea vaporilor (gazului) și lichidului, în kg/m³;
η_l — viscozitatea lichidului, în cP;
A = —0,125 (pentru procese de rectificare) și A = 0,022 (pentru procese de absorbție);
L — debitul lichidului, în kg/h;
G — debitul vaporilor (gazului), în kg/h.

14. Pentru coloane cu umplutură, care lucrează la regim hidrodinamic optim, se propune de asemenea următoarea metodă de calcul a înălțimii necesare stratului de umplutură *.

Viteza optimă a vaporilor (gazului) w se determină din valoarea criteriului $Re = \frac{w \cdot d_e \cdot \rho_v}{\eta_v}$, calculat după relația:

$$Re = 0{,}039 \cdot Ar^{0,55} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,25}, \qquad (7\text{-}20)$$

unde:

$$Ar = \frac{d_e^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v)}{\eta_v^2} \cdot g;$$

η_v — viscozitatea vaporilor (gazului), în N.s/ m².

Mai departe se determină criteriul Nu' după relația:

$$Nu' = 0{,}035 \cdot Re^{0,8} \cdot (Pr')^{0,35}, \qquad (7\text{-}21)$$

unde:

$$Pr' = \frac{\eta_v}{\rho_v \cdot D_v};$$

* L. A. Akopian, A. N. Planovskii, A. G. Kasatkin, „Him. nauka i prom.", III, 745 (1958).

D_v — coeficientul de difuziune pentru vapori, în m^2/s.
Din valoarea criteriului Nu' se determină coeficientul de transfer de masă K_{yv} (în l/s);

$$Nu' = \frac{K_{yv}\, d_e^2}{D_v}. \qquad (7\text{-}22)$$

Înălțimea necesară umpluturii H_u se află după formula (7-14), în care:

$$h_y = \frac{w}{K_{vy}}. \qquad [m] \qquad (7\text{-}23)$$

Ultima expresie se obține, dacă în ecuația (7-15) se introduce:

$$G = \frac{w \cdot S \cdot \rho_v}{M_v} \qquad [kmol/s]$$

și

$$K_y = \frac{K_{yv} \cdot \rho_v}{M_v}, \qquad [kmol/s \cdot m^3]$$

unde M_v este masa molară a vaporilor.

După cum rezultă din ecuațiile (7-19) și (7-20), viteza optimă a vaporilor w poate diferi în partea superioară și inferioară a coloanei de rectificare cu umplutură.

15. Pentru determinarea debitului de abur de încălzire în blaza unei coloane de rectificare cu funcționare continuă și a debitului de apă de răcire în deflegmator, se utilizează ecuația bilanțului termic al coloanei cu deflegmator (fig. 7-5):

$$Q_{blaz} + G_F \cdot i_F = Q_{defl} + G_D \cdot i_D + G_W \cdot i_W + Q_{pierd}, \qquad (7\text{-}24)$$

unde:

Q_{blaz} este cantitatea de căldură primită de la aburul de încălzire de către lichidul care fierbe în blaza coloanei, în W sau kcal/h;
Q_{defl} — cantitatea de căldură preluată de apa de răcire de la vaporii care se condensează în deflegmator în W sau kcal/h;
Q_{pierd} — pierderile de căldură ale coloanei în mediul înconjurător, în W sau kcal/h;
G_F, G_D, G_W — debitele în greutate ale lichidului de alimentare, distilatului și reziduul din blază, în kg/s sau kg/h;
i_F, i_D, i_W — conținuturile calorice respective, în J/kg sau kcal/kgf.

Prin transformări simple, ecuația (7-24) se aduce la forma:

$$Q_{blaz} = Q_{defl} + G_W \cdot c_W (t_W - t_F) - G_D \cdot c_D (t_F - t_D) + Q_{pierd}. \qquad (7\text{-}25)$$

Cantitatea de căldură cedată în deflegmator apei de răcire este:

$$Q_{defl} = G_D (1 + R) r_d, \qquad (7\text{-}26)$$

unde:

R este cifra de reflux;

r_d —căldura de condensare a vaporilor în deflegmator, în J/kg sau kcal/kgf.

16. Concentrația unui component absorbit în fază gazoasă sau lichidă se poate exprima în diferite unități (fracțiuni molare, procente în volume, kmol/kmol gaz inert, kg/kg absorbent lichid kg/m³ etc.).

Transformarea fracțiunilor molare ale componentului în fază lichidă în concentrații relative de masă (în kg/kg absorbent lichid) se face cu formula:

$$\overline{X} = \frac{Mx}{(1-x)M_l}. \qquad (7\text{-}27)$$

Transformarea inversă (concentrația relativă în greutate, în fracțiuni molare) se face cu formula:

$$x = \frac{\frac{\overline{X}}{M}}{\frac{1}{M_l} + \frac{\overline{X}}{M}} = \frac{\overline{X}}{\frac{M}{M_l} + \overline{X}}. \qquad (7\text{-}28)$$

Pentru valori mici ale lui $\overline{X}$ și x, rezultă aproximativ:

$$\overline{X} = \frac{M}{M_l}\, x; \qquad x = \frac{M_l}{M}\, \overline{X}. \qquad (7\text{-}29)$$

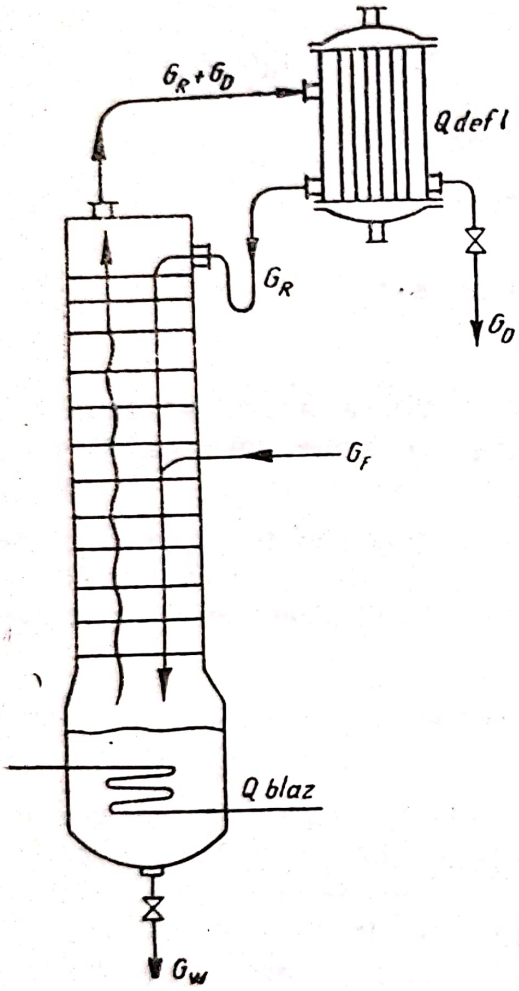


Fig. 7-5. Schema coloanei de rectificare.

în aceste formule:

x este fracțiunea molară a componentului absorbit în amestecul lichid (component absorbit + absorbent);

$\overline{X}$ — concentrația relativă de masă a componentului absorbit în acest amestec, în kg/kg absorbent;

M — masa molară a componentului absorbit;
M_l — masa molară a absorbentului lichid.

După formule similare se face transformarea fracțiunilor molare ale componentului absorbit în fază gazoasă y în concentrații relative de masă (în kg/kg gaz inert) și invers.

$$\overline{Y} = \frac{M \cdot y}{(1-y) M_g}; \tag{7-30}$$

$$y = \frac{\frac{\overline{Y}}{M}}{\frac{1}{M_g} + \frac{\overline{Y}}{M}} = \frac{\overline{Y}}{\frac{M}{M_g} + \overline{Y}}, \tag{7-31}$$

unde M_g este masa molară a gazului inert (neabsorbit).

Pentru valori mici ale lui $\overline{Y}$ și y, rezultă aproximativ:

$$\overline{Y} = \frac{M}{M_g} y; \quad y = \frac{M_g}{M} \overline{Y}. \tag{7-32}$$

17. Legea lui Henry:

$$p^* = K \cdot x, \tag{7-33}$$

unde:

p^* este presiunea parțială a componentului în faza gazoasă deasupra lichidului, în condițiile echilibrului;
x — fracțiunea molară a componentului în faza lichidă;
K — mărime constantă la temperatura dată (constanta lui Henry); dimensiunile ei sînt aceleași ca și dimensiunile pentru p^*; la creșterea temperaturii, K se mărește.

Valorile lui K pentru soluții apoase, ale cîtorva gaze sînt date în tabela XLII.

Deoarece $p = y_m \cdot P$ [(formula (7-4)], ecuația (7-33) se poate aduce la forma:

$$y^* = H_0 x,$$

unde:

y^* este fracțiunea molară a componentului în faza gazoasă, în echilibru cu lichidul;
$H_0 = \frac{K}{P}$ — mărime fără dimensiuni, constantă la $T = const.$ și $P = const.$

Înlocuind în ecuația de echilibru a fazelor (7-34) valorile lui x și y din formulele (7-28) și (7-31), se obține:

$$\frac{\overline{Y}^*}{\frac{M}{M_g} + \overline{Y}^*} = H_0 \frac{\overline{X}}{\frac{M}{M_l} + \overline{X}} \cdot \tag{7-35}$$

Ultima ecuație arată că legea lui Henry, care exprimă dependența între $\overline{X}$ și $\overline{Y}^*$, nu este liniară, spre deosebire de dependența liniară (la temperatură și presiune constantă) între x și y^* ecuația (7-34).
La valori mici ale lui $\overline{X}$ și $\overline{y}^*$, din ecuația (7-35) se obține expresia aproximativă:

$$\overline{y}^* = H\overline{X}, \tag{7-36}$$

unde:

$$H = H_0 \frac{M_l}{M_g} = \frac{K \cdot M_l}{P \cdot M_g}.$$

În ultimele formule:
$\overline{X}$ și $\overline{Y}^*$ reprezintă concentrațiile componentului absorbit corespunzător, în kg/kg absorbent lichid și în kg/kg gaz inert;
M_e — masa molară a absorbentului lichid;
M_g — masa molară a gazului inert.

18. Dacă C_x este concentrația componentului într-un amestec de lichide (în kmol/m³), atunci:

$$x = \frac{C_x \cdot M_{am.l}}{\rho_{am.l}} \tag{7-37}$$

sau, aproximativ, la valori mici ale lui x:

$$x \approx \frac{C_x \cdot M_l}{\rho_l},$$

unde ρ_l este densitatea absorbentului lichid, în kg/m³. Substituind ultima valoare a lui x în ecuațiile (7-33) și (7-34), se obține:

$$p^* \approx \frac{K \cdot M_l}{\rho_l} \cdot C_x = \psi \cdot C_x; \tag{7-38}$$

$$y^* \approx \frac{K \cdot M_l}{P \cdot \rho_l} \cdot C_x = \frac{\psi}{P} \cdot C_x \,. \tag{7-39}$$

19. Bilanțul de materiale al absorberului (fig. 7-6):

$$G(\overline{Y}_b - \overline{Y}_v) = L(\overline{X}_b - \overline{X}_v), \tag{7-40}$$

Scanned with OKEN Scanner

unde:

G și L reprezintă debitele masice de gaz inert și de absorbent lichid, în kg/h;

$\overline{Y}_b$, $\overline{Y}_v$ — concentrațiile componentului absorbit în gaz la baza și la vîrful absorberului, în kg/kg gaz inert;

X_b, X_v — idem în lichid la baza și la vîrful absorberului, în kg/kg absorbent lichid.

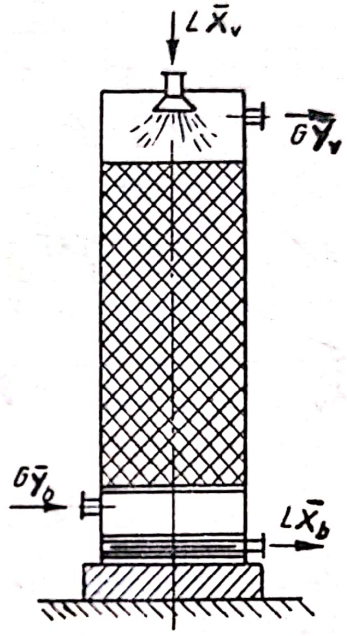


Fig. 7-6. Schema absorberului.

Debitul absorberului lichid:

$$L = \varphi \cdot L_{min}, \tag{7-41}$$

unde:

L_{min} este debitul teoretic minim de absorbent, determinat pe cale grafică sau analitică;

φ — coeficientul de exces al absorbentului ($\varphi > 1$).

20. Numărul talerelor în absorbere cu talere se determină în același fel ca și la coloanele de rectificare. Determinarea grafică a numărului treptelor de variație a concentrației se arată în figura 7-7.

Înălțimea necesară a stratului de umplutură H_u în absorberele cu umplutură se determină după ecuația:

$$H_u = \frac{G}{K_y \cdot S} \cdot m_y,$$

asemănătoare cu ecuația (7-14) sau ecuația (7-16).

Aici:

G este debitul de masă al gazului inert, în kg/h;
K_y — coeficient mediu de transfer de masă, în kg/(h · m³ · kg/kg);

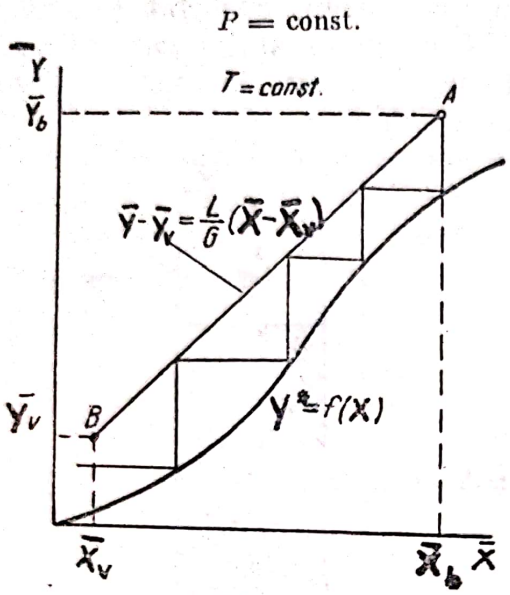


Fig. 7-7. Determinarea grafică a numărului treptelor de variație a concentrației în coloana de absorbție.

$$m_y = \int_{\overline{Y}_v}^{\overline{Y}_b} \frac{d\overline{Y}}{\overline{Y} - \overline{Y}^*}. \tag{7-42}$$

Dacă linia de echilibru este dreaptă [ecuația (7-36)], atunci m_y se poate calcula după formula:

$$m_y = \frac{\overline{Y}_b - Y_v}{\Delta \overline{Y}_{med}}. \tag{7-43}$$

Aici forța motoare medie în absorber este:

$$\Delta \overline{Y}_{med} = \frac{\Delta \overline{Y}_b - \Delta \overline{Y}_v}{2{,}3 \lg \frac{\Delta Y_b}{\Delta \overline{Y}_v}}, \tag{7-44}$$

dar forța motoare la capetele absorberului este:

$$\Delta \overline{Y}_b = \overline{Y}_b - \overline{Y}_b^*$$
$$\Delta \overline{Y}_v = \overline{Y}_v - \overline{Y}_v^*.$$

În cazul cînd raportul între forța motoare mare ΔY și cea mică nu depășește 2, mărimea ΔY_{med} se poate calcula cu relația:

$$\Delta \overline{Y}_{med} = \frac{\Delta \overline{Y}_b + \Delta \overline{Y}_v}{2}. \tag{7-45}$$

În calcule, forța motoare de absorbție a proceselor se exprimă adesea, de asemenea, în unități de presiune (v. exemplele 19 și 22).

21. În coloanele de absorbţie cu umplutură, care lucrează la regim hidrodinamic intensiv, apropiat de coloanele cu înecare (regim de emulsionare, regim optim), înălţimea h_y şi h_e în ecuaţiile (7-14) şi (7-16) se determină după relaţiile (7-23) şi (7-18).

Pentru coloane cu umplutură, care lucrează la regim pelicular de curgere a lichidului de reflux (sub punctul de înecare), suprafaţa de contact a fazei A poate fi exprimată în felul următor:

$$A = H_u \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi, \qquad [m^2] \tag{7-46}$$

unde:

$$S = \frac{\pi D^2}{4}; \qquad [m^2]$$

D — diametrul coloanei, în m;
σ — suprafaţa specifică a umpluturii, în m^2/m^3;
ψ — coeficientul de umezire a umpluturii, fără dimensiuni la intensitate de stropire mai mare decît 5 $m^3/(m^2h)$ obişnuit are valoarea $\psi = 1$.

Ecuaţia transferului de masă pentru aceste cazuri:

$$G \cdot \Delta\overline{Y} = K'_y (\overline{Y} - \overline{Y}^*)\, dA,$$

duce la expresia:

$$H_u = \frac{G}{K'_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi} \int_{\overline{Y}_v}^{\overline{Y}_b} \frac{d\overline{Y}}{\overline{Y} - \overline{Y}^*} = h_y \cdot m_y\,, \tag{7-47}$$

unde:

G este debitul de gaz inert, constant pe înălţimea coloanei, în kg/h;
K'_y — coeficient mediu de transfer de masă, în kg/($m^2h \cdot$kg/kg);
h_y — înălţimea unităţii de transport, egală cu:

$$h_y = \frac{G}{K'_y \cdot S \cdot \sigma \cdot \psi}. \qquad [m] \tag{7-48}$$

22. Cantitatea de căldură Q, în W sau kcal/h, evacuată din absorber cu lichidul de răcire se determină din ecuaţia bilanţului termic al absorberului (neglijînd pierderile de căldură în mediul înconjurător):

$$Gi'_G + Li''_L + Q_a = Gi''_G + Li''_L + Q,$$

din care, după transformări simple, se obţine:

$$Q = G \cdot c_G (t'_G - t''_G) + Lc_L (t'_L - t''_L) + Mq_a. \tag{7-49}$$

Aici:

G şi L reprezintă debitele masice (gravimetrice de gaz lichid, în în kg/s sau kgf/h;
c_G şi c_L — căldurile specifice corespunzătoare, în J/kg·grd sau kcal/kgf·grd:
t'_G, t'_L — temperaturile gazului şi lichidului la intrarea în absorber, în °C;

t''_G, t''_L — temperaturile corespunzătoare la ieșirea din absorber, în °C;
M — cantitatea de component absorbit, în kg/s sau kgf/h;
q_a — căldura de dizolvare, în J/kg sau kcal/kgf.

23. Coeficientul de difuziune al gazului A în gazul B (sau al gazului B în gazul A) poate fi calculat după formula:

$$D_g = \frac{0{,}00155\ T^{3/2}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \qquad [m^2/h], \qquad (7\text{-}50)$$

unde:

T este temperatura, în °K;
P — presiunea (absolută), în ata;
M_A și M_B — masele molare ale gazelor A și B;
v_A și v_B — volumele moleculare ale gazelor A și B, determinate ca sumă a volumelor atomice ale elementelor, care intră în compoziția gazului.

Valorile volumelor atomice sînt date mai jos:

	Volumul atomic
Hidrogen	3,7
Oxigen	
— în eter metilic și în esteri	9,1
în eteri superiori	11,0
în acizi	12,0
în alți compuși	7,4
Azot	
— în amine primare	10,5
în amine secundare	12,0
în alți compuși	15,6
Carbon	14,8
Sulf	25,6
Clor	24,6
Brom	27,0
Aer	29,9
Hidrogen (H_2)	14,3
Ciclul benzenic	—15,0
Ciclul naftalinic	—30,0

După cum rezultă din formula (7-50), dacă se cunoaște valoarea coeficientului de difuziune D_1 la temperatura T_1 și presiunea P_1, valoarea lui D_2 la temperatura T_2 și presiunea P_2 se poate găsi cu ecuația:

$$D_2 = D_1 \frac{P_1}{P_2} \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{3/2}. \qquad (7\text{-}51)$$

Valoarea coeficienților de difuziune în aer pentru cîteva gaze și vapori este dată în tabela XLIII.

24. Coeficientul de difuziune al unui gaz într-un lichid la 20°C se poate calcula cu formula aproximativă:

$$D_l = \frac{0{,}00278}{B\sqrt{\eta}(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \qquad [m^2/h], \qquad (7\text{-}52)$$

unde:

η este viscozitatea lichidului în mNs/m² sau cP;
v_A și v_B — volumele moleculare ale gazului și lichidului;
M_A și M_B — masele molare ale gazului și lichidului;
B — coeficient, care depinde de proprietățile lichidului și este egal cu:

pentru apă 4,7
pentru alcool etilic 2,0
pentru alcool metilic 2,0
pentru acetonă 1,15
pentru lichide neasociate 1,0

Coeficientul de difuziune al unui gaz într-un lichid (la temperatura t) este legat de coeficientul de difuziune D_{20} prin următoarea relație aproximativă:

$$D_t = D_{20}[1 + b(t - 20°)], \qquad (7\text{-}53)$$

în care coeficientul de temperatură b poate fi determinat cu formula empirică:

$$b = \frac{0{,}2\sqrt{\eta}}{\sqrt[3]{\rho}},$$

unde:

η este viscozitatea lichidului la 20°C, în mN·s/m² sau cP;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m³.

Valorile coeficienților de difuziune pentru cîteva gaze în apă sînt date în tabela XLIV.

EXEMPLE

Exemplul 1. Să se calculeze compoziția fazei gazoase în echilibru la 50°C cu lichidul, pentru un amestec de hexan și apă, presupunînd că cele două componente sînt nemiscibile.

Rezolvare. Presiunea vaporilor saturați de hexan la 50°C este de 400 mm Hg (v. fig. XXVIII). Presiunea vaporilor saturați de apă la 50°C este de 92,5 mm Hg (v. tabela XXXVIII). Fiecare din substanțe poate dezvolta o presiune de vapori în funcție de prezența celeilalte.

Presiunea totală a amestecului de vapori va fi:

$$P = 400 + 92{,}5 = 492{,}5 \text{ mm Hg}.$$

Fracțiunea de hexan în faza de vapori se găsește după formula (7-4):

$$y_h = \frac{p_h}{P} = \frac{400}{492{,}5} = 0{,}813.$$

Prin urmare:

$$y_a = 0{,}187.$$

Exemplul 2. Să se determine temperatura de fierbere la presiunea atmosferică a unui amestec lichid de toluen şi apă, presupunînd că acestea sînt nemiscibile.

Rezolvare. Amestecul dat va fierbe atunci cînd presiunea totală, adică suma presiunilor parţiale ale toluenului şi apei, va fi egală cu 760 mm Hg. Din diagramă (fig. XXVIII) se vede că intersecţia curbei presiunii vaporilor saturaţi de toluen cu curba presiunii vaporilor saturaţi de apă (trasată de la 760 mm Hg în jos) are loc la 84°C. Deoarece intersecţia acestei curbe corespunde acelei stări, la care suma presiunilor vaporilor de apă şi toluen este egală cu 760 mm Hg, această temperatură va fi şi temperatura de fierbere a amestecului.

Exemplul 3. Să se calculeze compoziţia fazei de vapori în echilibru la 60°C pentru un amestec lichid format din 40% molare benzen şi 60% moli toluen. Se va considera că amestecul dat urmează legea lui Raoult. Să se găsească de asemenea compoziţia amestecului de benzen şi toluen care fierbe la 90°C la presiunea de 760 mm Hg.

Rezolvare. Presiunea vaporilor saturaţi de benzen şi toluen la 60°C se determină din figura XXVIII: pentru benzen $P_b = 385$ mm Hg; pentru toluen $P_t = 140$ mm Hg.

Presiunea parţială a benzenului şi toluenului se determină după formula (7-5):

$$P_b = 385 \cdot 0{,}4 = 154 \text{ mm Hg};$$
$$P_t = 140(1 - 0{,}4) = 84 \text{ mm Hg}.$$

Presiunea totală va fi:

$$P = 154 + 84 = 238 \text{ mm Hg}.$$

Compoziţia fazei gazoase se determină cu formula (7-4)

$$y_b = \frac{P_b}{P} = \frac{154}{238} = 0{,}648.$$

Deci, vaporii la echilibru conţin 64,8% moli benzen şi 35,2% moli toluen.

Pentru determinarea compoziţiei lichidului care fierbe la 760 mm Hg şi 90°C se scriu două ecuaţii:

$$P = P_b \cdot x_b + P_t \cdot x_t \quad \text{sau} \quad 760 = 1\,013\, x_b + 408\, x_t$$

şi

$$x_b + x_t = 1.$$

Aici 1 013 şi 408 sînt presiunile vaporilor saturaţi de benzen pur şi toluen pur la 90°C, în mm Hg.

Rezolvînd acest sistem de ecuaţii, se obţine:

$$x_b = 58{,}3\%; \quad x_t = 41{,}7\%.$$

Exemplul 4. Să se calculeze compoziţia la echilibru a fazelor şi să se construiască diagramele de echilibru în coordonate t-x şi y^*-x pentru amestecul

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 7-1

t,°C	P_b mm Hg	P_t mm Hg	P mm Hg	$x = \frac{P - P_t}{P_b - P_t}$	$y^* = \frac{P_b \cdot x}{P}$
80	760	300,0	760	1	1
84	852	333,0	760	$\frac{760 - 333}{852 - 333} = 0{,}823$	$\frac{852}{760}\,0{,}823 = 0{,}922$
88	957	379,5	760	$\frac{760 - 379{,}5}{957 - 379{,}5} = 0{,}659$	$\frac{957}{760}\,0{,}659 = 0{,}830$
92	1 078	432,0	760	$\frac{760 - 432}{1\,078 - 432} = 0{,}508$	$\frac{1\,078}{760}\,0{,}508 = 0{,}720$
96	1 204	492,5	760	$\frac{760 - 492{,}5}{1\,204 - 492{,}5} = 0{,}376$	$\frac{1\,204}{760}\,0{,}376 = 0{,}596$
100	1 344	559,0	760	$\frac{760 - 559{,}0}{1\,344 - 559{,}0} = 0{,}256$	$\frac{1\,344}{760}\,0{,}256 = 0{,}453$
104	1 495	625,0	760	$\frac{760 - 625{,}5}{1\,495 - 625{,}5} = 0{,}155$	$\frac{1\,495}{760}\,0{,}155 = 0{,}304$
108	1 659	704,5	760	$\frac{760 - 704{,}5}{1\,659 - 704{,}5} = 0{,}058$	$\frac{1\,659}{760}\,0{,}058 = 0{,}128$
110	1 748	760,0	760	0	0

benzen-toluen la presiune atmosferică, considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult.

Rezolvare. Pentru calculul compozițiilor la echilibru se folosesc ecuațiile (7-5) :

$$p_b = P_b \cdot x;$$

$$p_t = P_t \cdot (1 - x).$$

După legea lui Dalton rezultă :

$$P = p_b + p_t = P_b \cdot x + P_t(1 - x),$$

de unde :

$$x = \frac{P - P_t}{P_b - P_t}. \qquad (7\text{-}54)$$

Din formula (7-6) se obține :

$$y^* = \frac{P_b}{P} x.$$

Aici x și y^* sînt fracțiunile molare ale benzenului în lichid și în vaporii aflați la echilibru.

Tot calculul se află în tabela 7-1. Succesiunea calculelor este următoarea: pe coloana stîngă se scriu temperaturile (de exemplu din 4 în 4 grade) în intervalul dintre temperaturile de fierbere ale toluenului (110°C) și benzenului (80°C). În următoarele două coloane se dau presiunile vaporilor de benzen și toluen, la echilibru, la temperaturile date*. În coloana a cincea se dau valorile pentru x (fracțiunea molară a benzenului în lichid), calculată cu formula (7-54), iar în ultima coloană valorile pentru y^* (fracțiunea molară a benzenului în vaporii la echilibru).

Datele obținute sînt reprezentate sub formă de curbă în coordonatele t-x (fig. 7-8) și în coordonatele y^*-x (fig. 7-9).

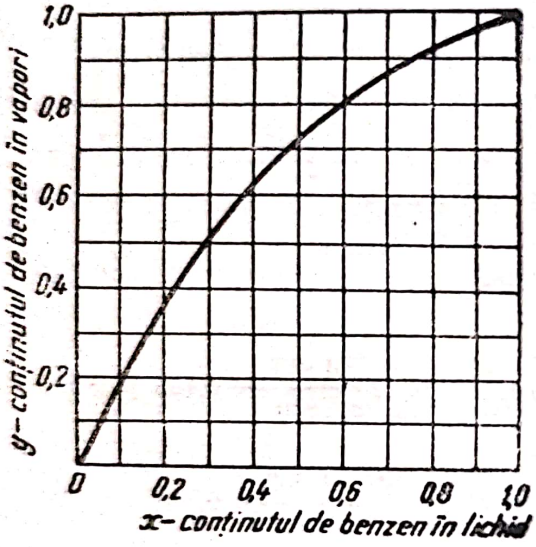


Fig. 7-8. (La exemplele 4 și 5): 1 — curba vaporilor; 2 — curba lichidului.

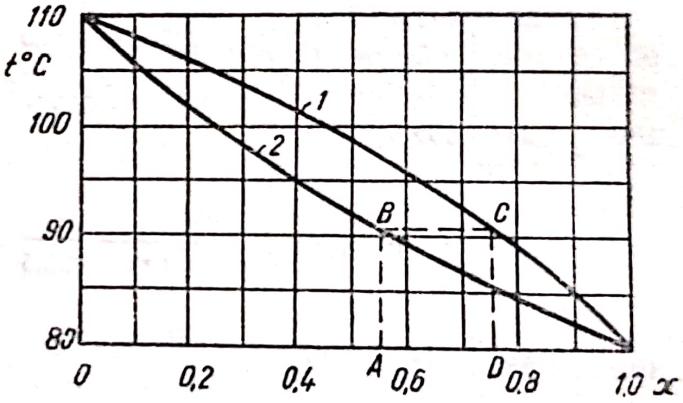


Fig. 7-9. Diagrama de echilibru în coordonate $y-x$ la $B = 760$ mm Hg. (La exemplul 4.)

Exemplul 5. Cu ajutorul diagramei t-x (fig. 7-8), să se determine compoziția vaporilor la echilibru și temperatura de fierbere pentru un amestec lichid care conține 55% moli benzen și 45% moli toluen.

Rezolvare. Ducînd în figura 7-8 linia $A\ B\ C\ D$, se obține:

a) temperatura de fierbere ~ 91°C;

b) compoziția vaporilor la echilibru:

benzen.....75% moli
toluen.....25% moli

Exemplul 6. 2 500 kg terebentină impură se antrenează într-un curent de abur saturat la presiunea atmosferică (760 mm Hg). Amestecul inițial conține 88% în greutate terebentină și 12% în greutate apă; amestecul se

* Presiunile de vapori au fost calculate cu formulele date în *Manualul mărimilor fizice ale enciclopediei tehnice* (S.T.E.).

introduce la 30°C. Nu există încălzire exterioară. Pentru distilare se utilizează abur saturat cu presiunea (în conductă) $p = 1{,}5$ ata.

Să se determine debitul de abur pentru distilare dacă gradul de saturare al aburului cu terebentină este $\varphi = 0{,}7$. Pierderile de căldură în mediul înconjurător se consideră 10% din căldura utilă consumată. Constantele de calcul pentru terebentină: masa molară — 136; căldura specifică a terebentinei lichide — $176 \cdot 10^3$ J/(kg·grd); căldura de vaporizare — $310 \cdot 10^3$ J/kg.

Rezolvare. Se determină după figura XXVIII temperatura de distilare şi presiunile parţiale ale apei şi terebentinei, egale în cazul dat cu presiunile vaporilor saturaţi. Temperatura de distilare ~ 96°C; $P_a = 645$ mm Hg; $p_{ter} = 115$ mm Hg.

Cantitatea de abur care iese împreună cu vaporii de terebentină se determină cu formula (7-7):

$$G_a = G_{ter} \cdot \frac{M_a \cdot p_a}{M_{ter} \cdot p_{ter} \cdot \varphi} = 2\,500 \cdot 0{,}88 \frac{645 \cdot 18}{115 \cdot 136 \cdot 0{,}7} = 2\,330 \text{ kg}.$$

Consumul de căldură:

a) pentru încălzirea amestecului de la 30° la temperatura de distilare de 96°C:

terebentină .....$2\,500 \cdot 0{,}88 \cdot 1{,}76 \cdot 10^3(96-30) = 256\,000 \cdot 10^3$ J

apă .....$2\,500 \cdot 0{,}12 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3(96-30) = 83\,000 \cdot 10^3$ J

Total . . . $339\,000 \cdot 10^3$ J

b) pentru evaporarea terebentinei distilate:

$$Q_{ev} = 2\,500 \cdot 0{,}88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682\,000 \cdot 10^3 \text{ J},$$

c) pentru compensarea pierderilor de căldură în mediul înconjurător:

$$Q_{pierd} = (339\,000 + 682\,000) \cdot 10^3 \cdot 0{,}1 = 102\,000 \cdot 10^3 \text{ J}.$$

Consumul total de căldură este:

$$Q = (339\,000 + 682\,000 + 102\,000)10^3 = 1\,123\,000 \cdot 10^3 \text{J} = 1\,123 \cdot 10^3 \text{ kJ}.$$

Se determină consumul de abur. Aburului saturat, la presiunea absolută din conductă (1,5 ata), îi corespunde temperatura de 110,8°C; împreună cu terebentina distilată ies 2 330 kg abur la temperatura de 96°C. Prin urmare, acest abur care iese, se răceşte de la 110,8°C la 96°C, cauzînd degajarea cantităţii de căldură:

$$Q_{deg} = 2\,330 \cdot 1{,}97 \cdot 10^3(110{,}8 - 96) = 67\,900 \cdot 10^3 \text{ J} = 67\,900 \text{ kJ},$$

unde $1{,}97 \cdot 10^3$ este căldura specifică a aburului, în J/(kg·grd).

Restul cantităţii de căldură:

$$Q_r = (1\,123\,000 - 67\,900)10^3 = 1\,055\,000 \cdot 10^3 \text{ J} = 1\,055 \cdot 10^3 \text{ kJ}$$

Scanned with OKEN Scanner

trebuie adusă pe seama condensării cantităţii aburului de alimentare şi răcirea condensatului obţinut la temperatura de distilare.

Consumul de abur care condensează este:

$$G_{cond} = \frac{1\,055\,000 \cdot 10^3}{(2\,700 - 402) \cdot 10^3} = 460 \text{ kg},$$

unde:

$2\,700 \cdot 10^3$ J/kg sau 643,5 kcal/kgf este conţinutul caloric al aburului saturat de 1,5 ata;

$402 \cdot 10^3$ J/kg sau 96 kcal/kgf este conţinutul caloric al apei la 96°C.

Consumul total de abur va fi:

$$G_a = 2\,330 + 460 = 2\,790 \text{ kg}.$$

Exemplul 7. Într-o blază de distilare simplă se face distilarea a 1 000 kg amestec care conţine 60% în greutate alcool etilic şi 40% apă. După distilare, reziduul din blază conţine 5% în greutate alcool. Să se determine compoziţia distilatului, greutatea sa şi greutatea reziduului din blază. Datele despre compoziţia la echilibru sînt trecute în tabela 7-2, în care x reprezintă fracţiunea gravimetrică a alcoolului etilic în lichid, y^* este fracţiunea gravimetrică a alcoolului etilic în vaporii la echilibru.

Rezolvare. Pentru rezolvare se utilizează ecuaţia (7-8)

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y^* - x}.$$

Rezolvarea analitică a integralei nu este posibilă, deoarece forma analitică a dependenţei lui y^* de x nu este cunoscută; de aceea, integrala se rezolvă grafic. Pentru aceasta se construieşte graficul dependenţei lui $\frac{1}{y^* - x}$ în funcţie de x pentru amestecul alcool etilic-apă.

Tabela 7-2

x	y^*	y^*-x	$\frac{1}{y^*-x}$	x	y^*	y^*-x	$\frac{1}{y^*-x}$
0,025	0,225	0,200	5,00	0,45	0,754	0,304	3,29
0,05	0,360	0,310	3,22	0,50	0,767	0,267	3,74
0,10	0,516	0,416	2,40	0,55	0,778	0,228	4,38
0,15	0,600	0,450	2,22	0,60	0,789	0,189	5,29
0,20	0,655	0,455	2,20	0,65	0,800	0,150	6,66
0,25	0,690	0,440	2,27	0,70	0,810	0,110	9,09
0,30	0,710	0,410	2,44	0,75	0,835	0,085	11,75
0,35	0,728	0,378	2,64	0,80	0,855	0,055	18,20
0,40	0,740	0,340	2,94				

Scanned with OKEN Scanner

În figura 7-10 este construită curba pe baza datelor din tabela 7-2. Scara considerată (în figura 7-10 scara este denaturată):

pe axa absciselor .....1 mm = 0,01
pe axa ordonatelor .....1 mm = 0,1
$1\ mm^2 = 0{,}01 \cdot 0{,}1 = 0{,}001.$

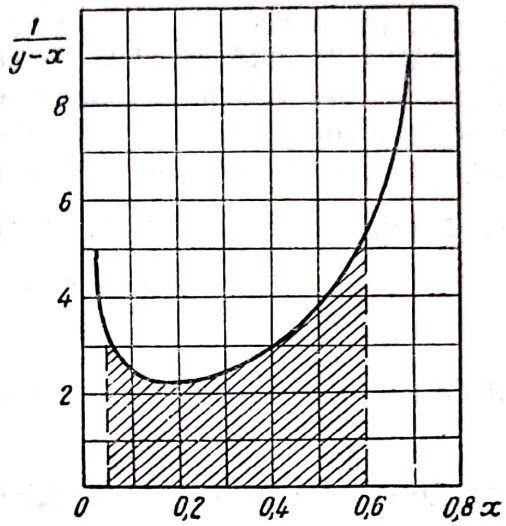


Fig. 7-10. (La exemplul 7.)

Valoarea integralei în limitele de la $x_1 = 0{,}6$ pînă la $x_2 = 0{,}05$ este redată prin suprafaţa haşurată. Această suprafaţă este egală cu 1 612 mm² (la scara nedeformată). De aici:

$$\int_{0,05}^{0,6} \frac{dx}{y^* - x} = 1\,612 \cdot 0{,}001 = 1{,}612.$$

Prin urmare:

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = 2{,}3 \lg \frac{W_1}{W_2} = 1{,}612 \cdot \frac{W_1}{W_2} = 5{,}01$$

conform condiţiilor $W_1 = 1\,000$ kg.
Atunci:

$$W_2 = \frac{1\,000}{5{,}01} = 200 \text{ kg},$$

de unde rezultă greutatea distilatului:

$$1\,000 - 200 = 800 \text{ kg}.$$

Cantitatea de alcool în reziduu, după distilare este:

$$200 \cdot 0{,}05 = 10 \text{ kg}.$$

Cantitatea de alcool care trece în distilat este:

$$1\,000 \cdot 0{,}6 - 10 = 590 \text{ kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Compoziţia distilatului în % de masă va fi:

$$100 \cdot \frac{590}{800} = 73{,}7\%.$$

Exemplul 8. În condiţiile exemplului precedent, să se găsească consumul de abur de încălzire (presiunea absolută 2 ata) pentru procesul de distilare. Amestecul care se distilă se introduce încălzit pînă la temperatura la care începe fierberea. Pierderile de căldură în mediul înconjurător se consideră 10% din cantitatea de căldură utilă consumată. Din diagrama *t-x* s-a găsit că temperatura la care începe distilarea, cînd amestecul care fierbe conţine 60% în greutate alcool, este de 81°C, iar temperatura sfîrşitului distilării, cînd amestecul care fierbe conţine 5% în greutate alcool, este de 94,9°C.

Rezolvare. Temperatura medie de distilare este:

$$t_{dist} = \frac{81 + 94{,}9}{2} = 88°\text{C}.$$

Consumul de căldură pentru încălzirea amestecului iniţial de la 81 la 88°C este:

$$Q_1 = (1\,000 \cdot 0{,}6 \cdot 3{,}35 \cdot 10^3 + 1\,000 \cdot 0{,}4 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3)(88-81) = 25\,800 \cdot 10^3\ \text{J},$$

unde $3{,}35 \cdot 10^3$ este căldura specifică a alcoolului (v. fig. XI), în J/kg · grd.

Consumul de căldură pentru evaporare la 88°C este:

$$Q_2 = 590 \cdot 855 \cdot 10^3 + (800 - 590) \cdot 2\,290 \cdot 10^3 = 985\,000 \cdot 10^3\ \text{J},$$

unde $855 \cdot 10^3$ şi $2\,290 \cdot 10^3$ sînt căldurile de vaporizare ale alcoolului şi apei, în J/kg.

Consumul de căldură pentru încălzirea reziduului de la 88° la 94,9°C este:

$$Q_3 = (200 \cdot 0{,}05 \cdot 3{,}35 \cdot 10^3 + 200 \cdot 0{,}95 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3)(94{,}9 - 88) = 5\,700 \cdot 10^3\ \text{J}.$$

Consumul de căldură, inclusiv pierderile, va fi:

$$Q = (25\,800 \cdot 10^3 + 985\,000 \cdot 10^3 + 5\,700 \cdot 10^3)1{,}1 = 1\,120\,000 \cdot 10^3\ \text{J} = 112 \cdot 10^4\ \text{kJ}.$$

Consumul de abur de încălzire este:

$$G_{abur} = \frac{1\,120\,000 \cdot 10^3}{2\,210 \cdot 10^3} = 508\ \text{kg},$$

unde $2\,210 \cdot 10^3$ este căldura de condensare a aburului la presiunea $p = 2$ ata, în J/kg.

Exemplul 9. Să se determine, analitic, abscisa punctului de intersecţie a două linii de lucru (pentru partea superioară şi pentru partea inferioară) a unei coloane de distilare, pe diagrama *y-x*.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Ecuaţia liniei de lucru pentru partea superioară a coloanei este (7-10):

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}.$$

Ecuaţia pentru partea inferioară a coloanei este (7-11):

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_W.$$

Egalînd părţile din dreapta, se obţine:

$$x_D = F \cdot x - F \cdot x_W + x_W$$

sau

$$F \cdot x = x_D + (F-1)\, x_W.$$

Pe de altă parte, bilanţul de materiale al coloanei pentru componentul mai volatil este:

$$F \cdot x_F = x_D + (F-1)\, x_W.$$

Egalînd ultimele două expresii, se obţine:

$$x = x_F,$$

adică liniile de lucru ale părţii superioare şi ale părţii inferioare a coloanei trebuie să se intersecteze pe diagrama y-x într-un punct, a cărui abscisă este egală cu fracţiunea molară a componentului mai volatil din lichidul de alimentare.

Exemplul 10. Să se determine numărul treptelor de variaţie a concentraţiei într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă pentru separarea amestecului alcool metilic-apă la presiune atmosferică. Conţinutul de alcool metilic în lichidul de alimentare este de 31,5% moli. Distilatul obţinut trebuie să aibă un conţinut în alcool de 97,5% moli; în reziduul din blaz conţinutul în alcool este de 1,1% molare. Coeficientul de exces al refluxului se consideră egal cu 1,77.

Rezolvare. După datele din tabela XLI, pentru amestecul alcool metilic-apă la $P = 1$ ata, se construieşte curba de echilibru în coordonate y-x (v. fig. 7-11).

Se determină cifra teoretică minimă de reflux după relaţia (7-9):

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0{,}975 - 0{,}675}{0{,}675 - 0{,}315} = 0{,}835$$

unde valoarea $y_F^* = 0{,}675$ a fost găsită din curba de echilibru (v. fig. 7-11).

Cifra reală de reflux este:

$$R = \beta\, R_{min} = 1{,}77 \cdot 0{,}835 = 1{,}48.$$

Ecuația liniei de lucru pentru partea superioară a coloanei va fi:

$$y = \frac{1{,}48}{1{,}48+1}x + \frac{0{,}975}{1{,}48+1}$$

sau

$$y = 0{,}598\,x + 0{,}393.$$

Se fixează pe axa ordonatelor 0,393, se duce linia de lucru AB pentru partea superioară a coloanei. Prin punctele A și C se duce linia de lucru pentru partea inferioară a coloanei.

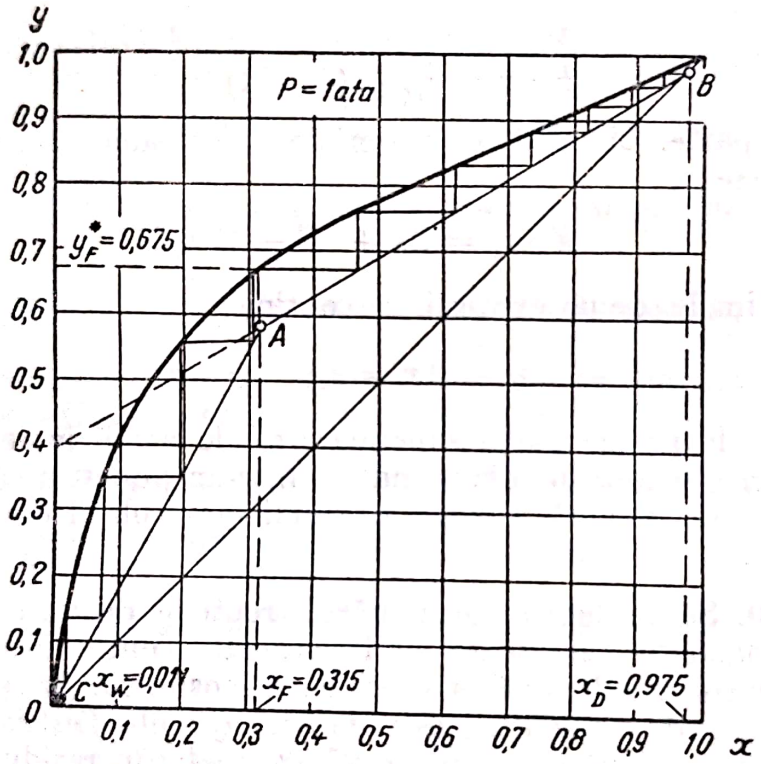


Fig. 7-11. (La exemplul 10.)

Completînd pe diagramă construcția (începînd din punctul B), se găsește numărul de trepte ale variației concentrației: în partea superioară a coloanei ~ 7, în partea inferioară ~ 4, total 11.

Exemplul 11. Într-o coloană de rectificare cu funcționare periodică se distilă la presiune atmosferică un amestec lichid de tetraclorură de carbon (CCl_4) și diclorură de sulf (SCl_2). Distilatul trebuie să conțină 90% moli diclorură de sulf, iar reziduul din blază, după rectificare — 15% moli diclorură de sulf. Amestecul lichid inițial conține 50% moli diclorură de sulf. Să se determine numărul de talere necesar, dacă la o treaptă de variație a concentrației corespund 1,7 talere. Să se determine, de asemenea, raportul dintre cifrele de reflux minime la sfîrșitul și începutul distilării.

Rezolvare. Pentru calculul numărului de talere trebuie să se dispună de o curbă de echilibru în coordonate y-x. Date experimentale asupra echilibrului dintre fazele sistemului SCl_2-CCl_4 nu există; de aceea curba de echilibru trebuie construită, pornind de la presiunile vaporilor saturați de SCl_2 și CCl_4, printr-o metodă similară celei arătate la exemplul 4.

Presiunea vaporilor de CCl_4 funcție de temperatură este dată în tabela 7-3.

Tabela 7-3

t, °C	p		t, °C	p	
	mm Hg	kN/m²		mm Hg	kN/m²
40	214	28,5	70	621	82,6
50	315	41,9	75	715	95,1
65	580	77,1	80	843	112,1

Relația între presiunea vaporilor saturați de SCl_2 și temperatură nu este studiată. Se cunosc numai două puncte: temperatura de fierbere la presiunea de 760 mm Hg, egală cu 59°C, și temperatura de fierbere la 400 mm Hg, egală cu 41°C.

Pentru a găsi presiunea vaporilor saturați de SCl_2 la alte temperaturi se utilizează legea liniarității (pag. 357).

Se calculează constanta K pentru SCl_2 și apă luată ca substanță standard:

$$K = \frac{59 - 41}{100 - 83} = 1{,}06,$$

unde 83°C este temperatura de fierbere a apei la presiunea de 400 mm Hg.

Tabela 7-4

p mm Hg	θ °C	t, °C
760	100	59
880	104,2	63,5
1 030	108,7	68,2
1 175	112,7	72,5
1 320	116,3	76,3
1 470	119,6	79,8

Temperaturile de fierbere a SCl_2 la diferite presiuni se pot determina din ecuația:

$$59 - t = 1{,}06\,(100 - \theta),$$

de unde:

$$t = 1{,}06\,\theta - 47,$$

în care:

t este temperatura de fierbere a SCl_2, în °C;

θ — temperatura de fierbere a apei la aceeaşi presiune, în °C.

În tabela 7-4 sînt date valorile lui t calculate cu ultima relaţie, la diferite presiuni.

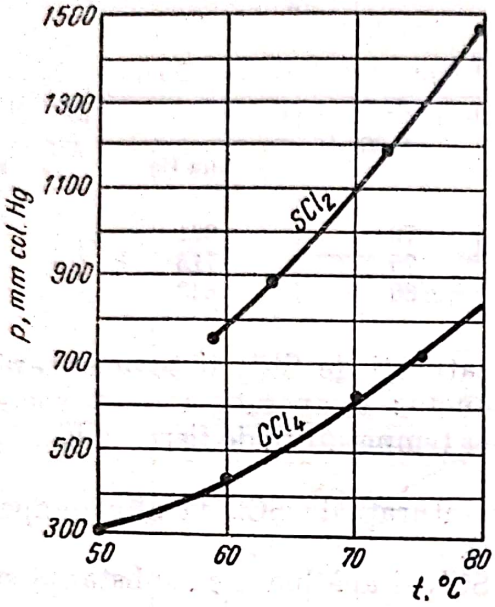


Fig. 7-12. (La exemplul 11.)

În figura 7-12, după datele din tabela 7-4, s-au transpus presiunile vaporilor saturaţi de SCl_4, de asemenea, presiunile vaporilor saturaţi de CCl_2, funcţie de temperatură.

Avînd date presiunile vaporilor saturaţi ai componenţilor puri la diferite temperaturi, se poate construi diagrama de echilibru. Metoda de construire se vede în exemplul 4. În figura 7-13 este dată diagrama de echilibru în coordonate y-x.

Se găseşte mai departe, după formula (7-9), cifra minimă de reflux R_{min} pentru momentul final al distilării, cînd lichidul din blaz conţine 15% SCl_2:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0{,}9 - 0{,}25}{0{,}25 - 0{,}15} = 6{,}5.$$

Aici 0,25 este fracţiunea molară de SCl_2 în vaporii în echilibru cu reziduul din blaz, care conţine 15% SCl_2 şi se determină pe diagrama de echilibru.

Pentru procesul real se admite o cifră de reflux de 1,2 ori mai mare ca R_{min}:

$$R = 1{,}2 \cdot 6{,}5 = 7{,}8.$$

Ecuaţia liniei de lucru pentru momentul final al distilării este:

$$y = \frac{7{,}8}{7{,}8 + 1} x + \frac{0{,}9}{7{,}8 + 1}$$

sau

$$y = 0{,}887\ x + 0{,}102.$$

Se construieşte linia de lucru şi se determină grafic numărul treptelor de variaţie a concentraţiei. După cum se vede din figura 7-13, cifrei de reflux $R = 7{,}8$ îi corespund 11 trepte.

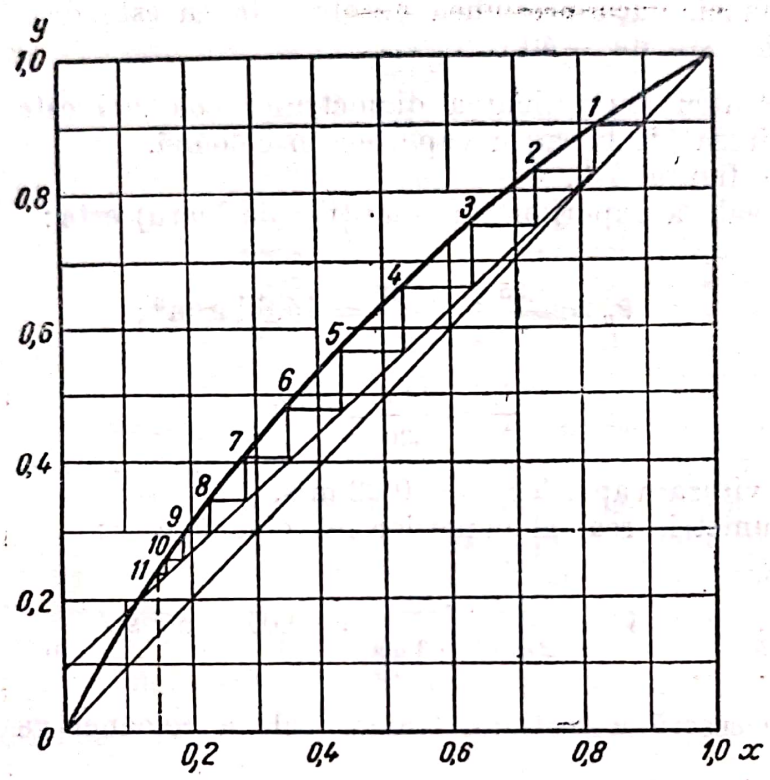


Fig. 7-13. (La exemplul 11.)

Pentru perioada iniţială de distilare, cînd lichidul din blază conţine 50% SCl_2, cantitatea de reflux necesară, la 11 trepte de variaţie a concentraţiei în coloană, va fi mai mică.

Numărul talerelor reale pentru rectificare, după formula (7-13), este:

$$n = 1{,}7 \cdot 11 = 18{,}7 \approx 19.$$

Pentru momentul iniţial al distilării, cînd $x_F = 0{,}5$, refluxul minim va fi:

$$R'_{min} = \frac{0{,}9 - 0{,}64}{0{,}64 - 0{,}5} = 1{,}86,$$

unde:

$y^*_F = 0{,}64$ a fost găsit din diagrama figura 7-13.

Raportul între refluxul minim la sfîrşitul şi la începutul distilării este:

$$\frac{R_{min}}{R'_{min}} = \frac{6{,}5}{1{,}86} = 3{,}5.$$

Metoda și exemplul de determinare a valorii medii a cifrei de reflux într-o coloană de rectificare cu funcționare periodică — vezi în [0-1 ; 7-1].

Exemplul 12. Într-o coloană de rectificare cu talere cu clopote, distanța între talere este de 300 mm. Prin coloană trec 3 200 m³/h vapori. Densitatea vaporilor este de 1,25 kg/m³ (debitul volumetric și densitatea sînt date în condițiile normale). Densitatea lichidului este de 430 kg/m³. Să se determine diametrul coloanei, dacă presiunea absolută în ea este de 10 ata, iar temperatura medie este de −40°C.

Rezolvare. Pentru determinarea diametrului coloanei este necesar să se admită întîi viteza (de lucru) a vaporilor în coloană.

Se folosește figura 7-3.

Densitatea reală a vaporilor (în condițiile de lucru) este:

$$\rho_v = \frac{1{,}25 \cdot 273 \cdot 10}{233} = 14{,}6 \text{ kg/m}^3;$$

$$\frac{\rho_v}{\rho_l} = \frac{14{,}6}{430} = 0{,}034.$$

Din grafic, viteza vaporilor $w = 0{,}22$ m/s.

Debitul volumetric real al vaporilor în coloană este:

$$V = \frac{3\,200 \cdot 233}{273 \cdot 10 \cdot 3\,600} = 0{,}0758 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Suprafața necesară a secțiunii transversale a coloanei va fi:

$$S = \frac{V}{w} = \frac{0{,}0758}{0{,}22} = 0{,}345 \text{ m}^2,$$

de unde diametrul coloanei:

$$D = \sqrt{\frac{0{,}345}{0{,}785}} = 0{,}665 \text{ m}.$$

Exemplul 13. Să se construiască diagrama I-x în domeniul saturării pentru amestecul $CH_4 - N_2$ la $P = 10$ ata.

Rezolvare. Pentru metoda construirii și folosirii diagramei I-x vezi [7-1, 7-9, 10-4].

Pentru determinarea proporțiilor la echilibru a sistemului $CH_4 - N_2$ se utilizează date experimentale [10-5].

Din diagrama de stare I-lg p pentru N_2 și CH_4 se determină entalpia componenților puri pentru 1 kmol vapori și lichid în limitele de temperatură corespunzătoare sistemului $CH_4 - N_2$ la 10 ata (tabela 7-5).

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 7-5

T°, K	Vapori				Lichid			
	I_{CH_4}		I_{N_2}		I_{CH_4}		I_{N_2}	
	kJ/kmol	kcal/kmol	kJ/kmol	kcal/kmol	kJ/kmol	kcal/kmol	kJ/kmol	kcal/kmol
170	11 100	2 640	9 420	2 248	4 690	1 120	—	—
160	10 700	2 550	9 100	2 173	3 930	937	—	—
150	10 270	2 450	8 800	2 100	3 310	790	—	—
145	—	—	8 640	2 063	3 040	725	—	—
140	—	—	8 480	2 024	2 820	672	—	—
135	—	—	8 330	1 988	2 550	608	—	—
130	—	—	8 160	1 948	2 310	552	—	—
125	—	—	7 990	1 907	2 050	490	—	—
120	—	—	7 810	1 863	1 830	437	—	—
115	—	—	7 630	1 822	1 580	376	3 460	825
110	—	—	7 420	1 772	1 360	324	3 160	755
105	—	—	7 210	1 721	—	—	2 890	690
100	—	—	—	—	—	—	2 610	624

Se construiește rețeaua diagramei: pe axa absciselor se trece conținutul în N_2 (conținutul în component volatil crește de la stînga la dreapta), pe axa ordonatelor se trece entalpia în kcal/kmol (fig. 7-14).

Mai departe se trasează pe ordonată entalpia gazelor pure N_2 și CH_4 pentru temperaturile de 170, 160 și 150°K. Unind aceste puncte prin drepte, se obțin izotermele corespunzătoare. Căldura de amestecare se consideră zero.

Sub temperatura de 150°K nu există metan gazos la 10 ata. Totuși, se extrapolează conținuturile calorice ale CH_4 și sub aceste temperaturi, considerînd că $\frac{\Delta I}{\Delta T}$ are în domeniul extrapolat aceeași valoare ca și peste 150°K. Se obțin izoterme pentru vapori pînă la 100°K, temperatura de condensare a azotului pur la 10 ata. În figura 7-14 sînt arătate cîteva izoterme ale vaporilor, construite în felul acesta, începînd cu izoterma de 145° K.

Mai departe, utilizînd valorile la echilibru ale sistemului $CH_4 - N_2$, se determină temperaturile începutului condensării diferitelor amestecuri gazoase și se trec punctele corespunzătoare pe diagrama I-x. Unind punctele găsite, se obține curba de condensare.

Izotermele pentru lichid se construiesc după același principiu ca și pentru gaz. Problema se complică pentru că o parte din temperaturile de echilibru se găsesc deasupra temperaturii critice a azotului (126°K); determinarea conținutului caloric al azotului lichid la aceste temperaturi nu este posibilă. În acest caz, se poate proceda în felul următor: se calculează căldura specifică medie a azotului, în intervalul, de exemplu, 110—120°K, și se consideră că și mai departe, adică la temperaturi peste temperatură critică, căldura specifică a azotului în amestec rămîne constantă. O parte din izotermele pentru lichid construite astfel sînt indicate punctat în figura 7-14 (în domeniul saturării).

Ipoteza făcută nu poate duce la erori mari, întrucît pentru izotermele temperaturilor mari (peste 125°K) eroarea este minimă deoarece aceste izo-

Scanned with OKEN Scanner

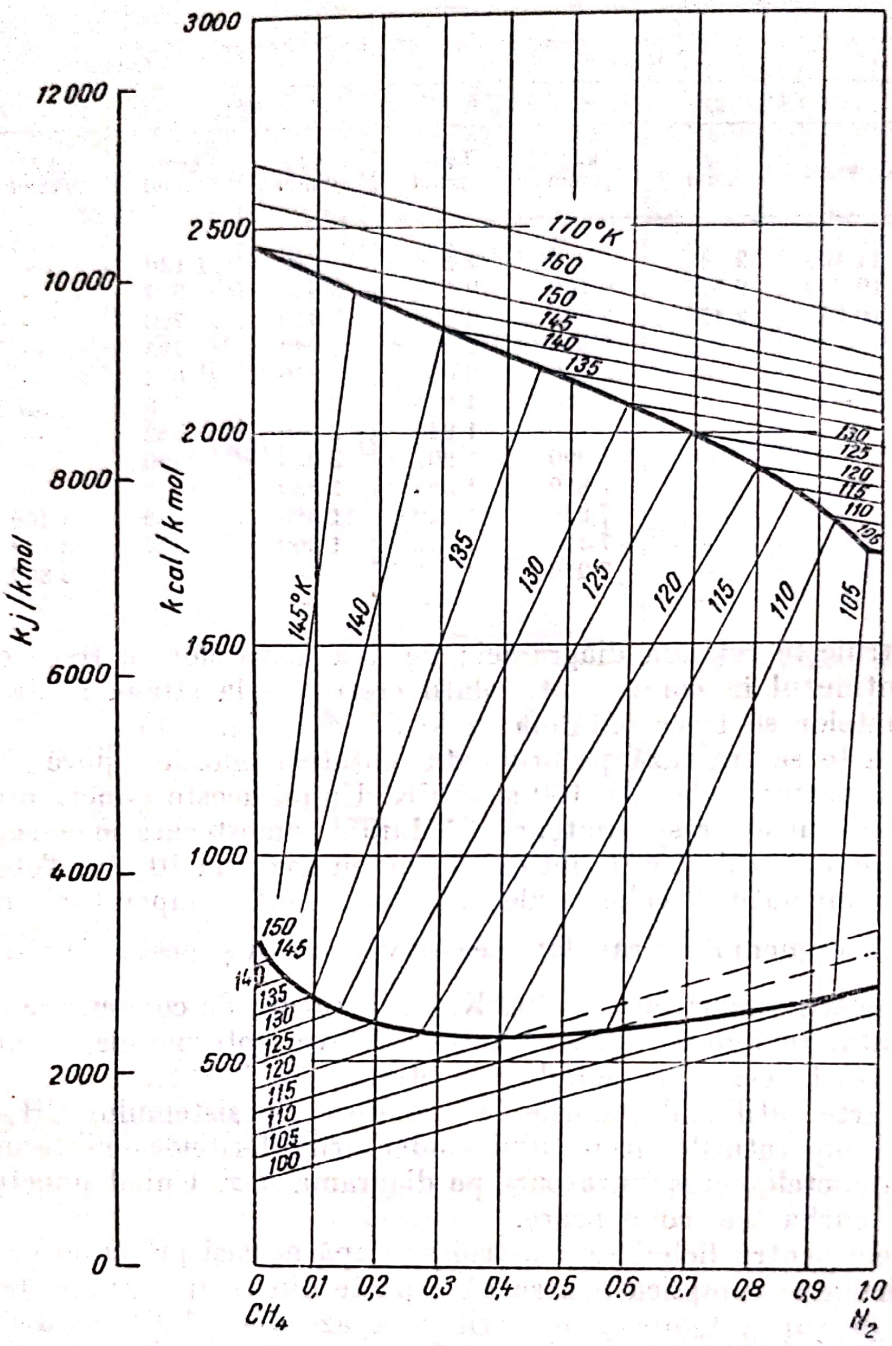


Fig. 7-14. (La exemplul 13.)

terme intersectează curba de fierbere la procente mari de metan, al cărui conţinut caloric este luat cu maximă exactitate. Această abatere, rezultată din determinarea imprecisă a conţinutului caloric al azotului, influenţează în continuare în mod neînsemnat cu o mică cotă din ele. Pentru izotermele la temperaturi joase (sub 125°K) entalpia pentru azotul lichid este luată exact.

În concordanţă cu echilibrul fazelor, pentru sistemul $CH_4 - N_2$ se trec pe diagramă punctele începutului fierberii pentru amestecuri lichide de

compoziții diferite și după unirea acestor puncte se obține curba de fierbere în diagrama *I-x*. În domeniul de saturare se duc izoterme de legătură (se unesc compozițiile lichidului de pe curba de fierbere cu compozițiile la echilibru ale vaporilor de pe linia de condensare). Astfel se realizează construirea diagramei *I-x*.

Exemplul 14. Într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă se introduce un amestec, compus din 30% moli CH_4 și 70% moli N_2. Amestecul intră în cantitate de 1 000 m³/h în stare de vapori, la presiunea $p = 10$ ata și la temperatura de saturare. Aici și mai departe în acest exemplu toate debitele volumetrice (în m³/h) sînt date în condițiile normale (0°C și 760 mm Hg).

Ca rezultat al separării se obțin produse sub formă de gaz: fracțiunea metanului cu conținut 3% N_2 și fracțiunea azotului cu conținut 5% CH_4.

Se cere, utilizînd diagrama *I-x*, să se determine: *a)* cantitatea fracțiunilor obținute; *b)* cifra minimă de reflux R_{min}; *c)* numărul treptelor de variație a concentrației la un coeficient de exces al refluxului de 1,25; *d)* cantitatea de căldură, cedată în deflegmatorul coloanei; *e)* cantitatea de căldură cedată în blază (în cazul cînd din blaza coloanei fracțiunea de metan iese în stare lichidă).

Rezolvare. Se utilizează diagrama de echilibru a sistemului $CH_4 - N_2$ la 10 ata în coordonate *I-x*, construită în exemplul precedent.

a) Pentru determinarea cantității fracțiunilor obținute la vîrf (fig. 7-15) se construiește linia dreaptă *III — I — II*; punctul *I* caracterizează amestecul inițial (70% N_2), punctul *II* — fracțiunea de azot (95% N_2) și punctul *III* — fracțiunea de metan (3% N_2).

Raportul lungimii segmentelor $\frac{I - II}{III - II} = \frac{0{,}95 - 0{,}7}{0{,}95 - 0{,}03}$ dă cantitatea de fracțiune de metan obținută dintr-un kmol amestec inițial.

Cantitatea de fracțiune de metan este:

$$V_{CH_4} = \frac{0{,}25}{0{,}92} \cdot 1\,000 = 272 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Cantitatea de fracțiune de azot este:

$$V_{N_2} = 1\,000 - 272 = 728 \text{ m}^3/\text{h}.$$

b) Se determină R_{min}. Punctul *M* reprezintă starea amestecului inițial, care intră la separare. Acest punct trebuie să se găsească pe dreapta principală, care leagă polurile părții de concentrare și de epuizare ale coloanei. Pentru determinarea poziției minime a polului coloanei de concentrare π_c, care corespunde lui R_{min}, trebuie să se unească dreapta principală cu izoterma, care trece prin punctul *M* (linia *M O*). Prelungind această linie pînă la intersecția cu verticalele, duse din punctele corespunzătoare valorilor concentrației fracțiunilor obținute, se găsesc polii π_c și π_e corespunzători lui R_{min}.

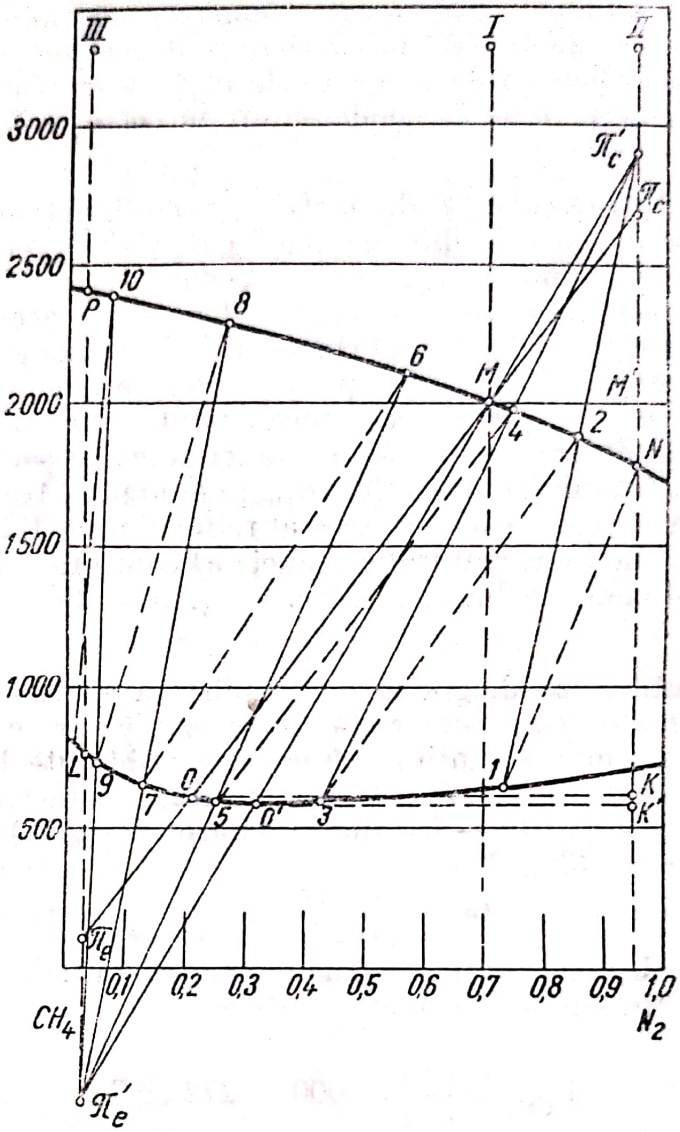


Fig. 7-15. (La exemplul 14.)

Raportul segmentelor:

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{\pi_c \cdot M'}{\pi_c \cdot K} = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1},$$

în cazul de faţă este:

$$\frac{MM'}{OK} = \frac{0{,}95 - 0{,}7}{0{,}95 - 0{,}217} = 0{,}341$$

şi

$$R_{min} = 0{,}518.$$

Conform condiţiilor, refluxul real este:

$$R = 1{,}25 \cdot R_{min} = 1{,}25 \cdot 0{,}518 = 0{,}647.$$

Se determină poziția polului real π'_c, corespunzător cifrei de reflux $R = 0{,}647$. Pentru aceasta din raportul:

$$\frac{MM'}{O'K'} = \frac{R}{R+1},$$

se găsește mărimea segmentului $O'K'$:

$$O'K' = MM' \frac{R+1}{R} = \frac{(0{,}95 - 0{,}7) \cdot 1{,}647}{0{,}647} = 0{,}637$$

și apoi abscisa punctului O'

$$0{,}95 - 0{,}637 = 0{,}313.$$

Ducînd o dreaptă prin punctele M și O' pînă la intersecția ei cu verticalele, ale căror abscise sînt x_D și x_W se obține dreapta principală pentru $R = 0{,}647$. Punctele de intersecție ale dreptei principale cu verticalele reprezintă polii reali π'_c și π'_e.

c) Se determină apoi, pe cale grafică, numărul treptelor de variație a concentrației.

Pentru aceasta se găsește compoziția lichidului, în echilibru cu vaporii, cu conținut de 95% N_2 (punctul N). Acesta va fi punctul *1*, legat de punctul N printr-o izotermă. Se duce apoi raza 1-π'_c. Intersecția acestei raze cu curba valorilor dă punctul *2*. Din punctul *2* se repetă aceeași construcție. Obținînd punctul *5* pe curba lichidului mai spre stînga de dreapta principală, se continuă construcția cu ajutorul polului inferior π'_e. Numărul acestor treceri dă numărul treptelor de variație a concentrației. Ca rezultat se obține:

— în partea de concentrare (deasupra alimentării) două trepte (ceva mai mult);

— în partea de epuizare (sub punctul de alimentare) patru trepte (ceva mai puțin).

d) Cantitatea de căldură, cedată în deflegmator, se determină din diferența conținutului caloric în punctele π'_c și N, adică:

$$q_{defl} = 12\,230 - 7\,330 = 4\,900 \text{ kJ/kmol};$$

$$q_{defl} = 2\,920 - 1\,750 = 1\,170 \text{ kcal/kmol}.$$

Deoarece la separare se obțin 728 m³/h fracțiune de azot, cantitatea totală de căldură cedată în deflegmator este:

$$Q_{defl} = 4\,900 \frac{728}{22{,}4} = 159\,000 \text{ kJ/h} = \frac{159\,000 \cdot 10^3}{3\,600} \approx 44\,200 \text{ W};$$

$$Q_{defl} = 1\,170 \frac{728}{22{,}4} = 38\,000 \text{ kcal/h}.$$

e) Cantitatea de căldură, transmisă în blaza coloanei, q_{blaz} considerînd că fracțiunea de metan se scoate în stare gazoasă, se determină ca diferență a conținuturilor calorice în punctele P și π'_e. La scoaterea fracțiunii de metan în stare lichidă lipsește consumul de căldură pentru evaporarea fracției;

Scanned with OKEN Scanner

în acest caz căldura q_{blaz} se determină ca diferență a conținuturilor calorice în punctele L și π'_2, ceea ce reprezintă 5 150 kJ (adică 1 230 kcal) pentru 1 kmol fracțiune de metan.

Cantitatea totală de căldură transmisă în blaza coloanei este:

$$Q_{blaz} = \frac{5\,150 \cdot 10^3}{3\,600} \cdot \frac{272}{22{,}4} = 17\,300\ \text{W} = 17{,}3\ \text{kW};$$

$$Q_{blaz} = 1\,230\,\frac{272}{22{,}4} = 14\,900\ \text{kcal/h}.$$

Exemplul 15. Să se determine diametrul și înălțimea părții superioare (de concentrare) a unei coloane de rectificare cu umplutură, pentru distilarea unui amestec de alcool metilic — apă la presiunea atmosferică.

Coloana se alimentează cu 1 500 kg/h amestec cu 40% alcool și 60% apă. Compoziția distilatului: 97,5% alcool, 2,5% apă. În blază reziduul conține 2% alcool (procente molare).

Cifra de reflux $R = 1{,}48$. Ca umplutură se utilizează inelele de 25 × 25 × × 3 mm. Calculul se va face: *a)* pentru regim de emulsionare; *b)* pentru regim optim.

Rezolvare. a) La funcționarea coloanei în regim de emulsionare, viteza vaporilor în ea se află din relația (7-19).

În cazul de față:

$$\sigma = 204\ \text{m}^2/\text{m}^3 \text{ (v. tabela XVI)};$$

$$V_{lib} = 0{,}74\ \text{m}^3/\text{m}^3;$$

$$\frac{L}{G} = \frac{R}{R+1} = \frac{1{,}48}{2{,}48} = 0{,}6;$$

$$\rho_l \approx 840\ \text{kg/m}^3.$$

Compoziția medie a lichidului este:

$$x_{med} = \frac{40 + 97{,}5}{2} \approx 70\%\ \text{molare de alcool.}$$

Compoziția medie a vaporilor este:

$$y_{med} = \frac{63 + 97{,}5}{2} \approx 80\%\ \text{molare de alcool.}$$

Aici 63 reprezintă conținutul în alcool (% mol), în vaporii care intră în partea superioară a coloanei (fig. 7-11). Temperatura medie în partea superioară a coloanei este de 72°C (72-10). Atunci:

$$\rho_v = \frac{(0{,}8 \cdot 32 + 0{,}2 \cdot 18) \cdot 273}{22{,}4 \cdot 345} = 1{,}03\ \text{kg/m}^3;$$

$$\eta_l \approx 0{,}5\ \text{cP}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Înlocuind aceste valori în formula (7-19), se obține:

$$\lg\left[\frac{w^2 \cdot 204 \cdot 1{,}03 \cdot 0{,}5^{0,16}}{9{,}81 \cdot 0{,}74^3\,(840-1)}\right] = -0{,}125 - 1{,}75 \cdot 0{,}6^{0,25}\left(\frac{1}{839}\right)^{0,125};$$

$$\lg(0{,}0565\, w^2) = -0{,}788,$$

de unde:

$$w = 1{,}7 \text{ m/s}.$$

Înălțimea echivalentă a umpluturii h_e se calculează cu relația (7-18):

$$h_e = 44{,}3 \cdot 1{,}7^{0,2} \cdot 1{,}03^{0,2} \cdot (1{,}11 \cdot 10^{-5})^{-0,2} \cdot 204^{-1,2} \times$$

$$\times\, 0{,}74\left(\frac{1}{0{,}6}\right)^{0,342} \cdot \left(\frac{840}{1{,}03}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{1{,}11 \cdot 10^{-5}}{0{,}5 \cdot 10^{-3}}\right)^{0,038} \cdot \frac{\lg\frac{0{,}6}{0{,}45}}{1-\frac{0{,}45}{0{,}6}} = 1{,}1 \text{ m}.$$

După cum se vede din figura 7-11 (în exemplul 10 linia de lucru a părții superioare a coloanei are aceeași poziție ca și în cazul de față), numărul treptelor de variație a concentrației în limitele de la $x_D = 0{,}975$ la $x_F = 0{,}4$ se găsește $n_t = 6{,}4$*.

Prin urmare, înălțimea necesară a umpluturii se determină cu relația (7-16)

$$H_u = h_e \cdot n_t = 1{,}1 \cdot 6{,}4 = 7{,}0 \text{ m}.$$

Pentru determinarea diametrului coloanei se află, în prealabil, debitul de distilat. Debitul molar de alimentare este:

$$G_F = \frac{1\,500}{0{,}4 \cdot 32 + 0{,}6 \cdot 18} = 63{,}6 \text{ kmol/h}.$$

Din bilanțul de materiale al coloanei:

$$G_D + G_w = 63{,}6,$$

$$0{,}975\, G_D + 0{,}02\, G_w = 0{,}4 \cdot 63{,}6,$$

se află debitul de distilat $G_D = 25{,}3$ kmol/h.

Debitul volumetric de vapori în coloană este:

$$V = \frac{25{,}3(1{,}48+1) \cdot 22{,}4 \cdot 345}{273 \cdot 3\,600} = 0{,}493 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Diametrul necesar al coloanei este:

$$D = \sqrt{\frac{0{,}493}{1{,}7 \cdot 0{,}785}} = 0{,}61 \text{ m}.$$

* La o construcție mai precisă, la o scară mai mare, numărul treptelor de variație a concentrației se obține cu puțin mai mare de șapte.

Scanned with OKEN Scanner

b) Coloana funcţionează la regim optim. Se calculează criteriul lui Arhimede:

$$Ar = \frac{d_e^3 \cdot \rho_v(\rho_l - \rho_v)\, g}{\eta_v^2},$$

unde:

$$d_e = \frac{4\, V_{lib}}{\sigma}.$$

După înlocuire se obţine:

$$Ar = \frac{(4 \cdot 0{,}74)^3 \cdot 1{,}03 \cdot 839 \cdot 9{,}81}{204^3 \cdot (1{,}11 \cdot 10^{-5})^2} = 21 \cdot 10^7.$$

Apoi, cu relaţia (7-20) se află:

$$Re = 0{,}039 \cdot (21 \cdot 10^7)^{0{,}55} \cdot \left(\frac{1}{0{,}6}\right)^{0{,}25} = 1\,680.$$

Viteza vaporilor în coloană este:

$$w = \frac{R_e \eta_v}{d_e \rho_v} = \frac{1\,680 \cdot 1{,}11 \cdot 10^{-5} \cdot 204}{4 \cdot 0{,}74 \cdot 1{,}03} = 1{,}25 \text{ m/s}.$$

Diametrul coloanei este:

$$D = \sqrt{\frac{0{,}493}{1{,}25 \cdot 0{,}785}} = 0{,}71 \text{ m}.$$

Criteriul Pr' pentru vapori are valoarea:

$$Pr' = \frac{3\,600\, \eta_v}{\rho_v \cdot D_v} = \frac{3\,600 \cdot 1{,}11 \cdot 10^{-5}}{1{,}03 \cdot 0{,}087} = 0{,}445,$$

unde coeficientul de difuziune $D_v = 0{,}087$ m²/h se calculează după formula (7-50).

Mai departe, cu relaţia (7-21) se determină criteriul Nu':

$$Nu' = 0{,}035 \cdot 1\,680^{0{,}8} \cdot 0{,}445^{0{,}35} = 10$$

şi cu relaţia (7-22) coeficientul volumetric de transfer de masă:

$$K_{yv} = \frac{Nu' \cdot D_v}{d_e^2} = \frac{10 \cdot 0{,}087 \cdot 204^2}{(4 \cdot 0{,}74)^2 \cdot 3\,600} = 1{,}15 \text{ s}^{-1}.$$

Înălţimea unităţii de transfer se calculează cu formula (7-23):

$$h_y = \frac{1{,}25}{1{,}15} = 1{,}09 \text{ m}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Deoarece în limitele de lucru ale coloanei de concentrare de la $x_F = 0{,}4$ la $x_D = 0{,}975$ linia de echilibru este practic o dreaptă (fig. 7-11), numărul unităţilor de transfer m_y se poate calcula după formula:

$$m_y = \frac{y_D - y_F}{\Delta y_{med}},$$

unde:

$$\Delta y_{med} = \frac{(y_F^* - y_F) - (y_D^* - y_D)}{2{,}3 \lg \frac{y_F^* - y_F}{y_D^* - y_D}} = \frac{(0{,}724 - 0{,}633) - (0{,}990 - 0{,}975)}{2{,}3 \lg \frac{0{,}091}{0{,}015}} = 0{,}0422;$$

$$m_y = \frac{0{,}975 - 0{,}633}{0{,}0422} = 8{,}1.$$

Înălţimea necesară a umpluturii se calculează cu relaţia (7-14):

$$H_u = h_y \cdot m_y = 1{,}09 \cdot 8{,}1 = 8{,}8 \text{ m}.$$

Exemplul 16. Aerul conţine 5,8% volume vapori de tetraclorură de carbon. Dacă se răceşte acest amestec gazos la presiunea atmosferică (760 mm Hg), la ce temperatură începe condensarea tetraclorurii de carbon? Să se determine de asemenea pînă la ce presiune trebuie comprimat amestecul gazos, pentru ca la răcirea ulterioară a lui pînă la 30°C să condenseze 75% din tetraclorura de carbon conţinută în aer.

Rezolvare. Condensarea tetraclorurii de carbon din amestecul gazos începe atunci cînd presiunea ei parţială în amestec devine egală cu presiunea vaporilor saturaţi.

Presiunea parţială a tetraclorurii de carbon în amestecul gazos este:

$$p = y \cdot P = 0{,}058 \cdot 760 = 44 \text{ mm Hg}.$$

Din diagrama presiunii vaporilor saturaţi de tetraclorură de carbon în funcţie de temperatură (v. fig. XXVIII) se află că presiunii de 44 mm Hg îi corespunde temperatura ~ 8°C, la care va începe condensarea tetraclorurii de carbon.

Se determină presiunea P, pînă la care trebuie comprimat amestecul de gaz iniţial, pentru ca după răcirea pînă la 30°C să condenseze 75% din tetraclorura de carbon.

Din 5,8 moli de tetraclorură de carbon conţinuţi în 100 moli amestec iniţial, trebuie să rămînă în faza gazoasă la condiţiile de după condensare $5{,}8 \cdot 0{,}25 = 1{,}45$ moli. Numărul total de moli în amestecul gazos după condensare este:

$$(100 - 5{,}8) + 1{,}45 = 95{,}65.$$

Presiunea parţială a tetraclorurii de carbon în faza gazoasă deasupra lichidului se calculează cu ajutorul presiunii vaporilor saturaţi la 30° şi se stabileşte la 145 mm Hg (fig. XXVIII).

Scanned with OKEN Scanner

Presiunea totală P a amestecului se găseşte din proporţiile:

$$1{,}45 - 145$$
$$95{,}65 - P,$$

de unde:

$$P = \frac{95{,}65 \cdot 145}{1{,}45} = 9\,565 \text{ mm Hg} = 13 \text{ at.}$$

Exemplul 17. Să se determine debitul de acid sulfuric pentru a usca aerul în următoarele condiţii: capacitatea scruberului — 500 m³/h (calculată pentru aer uscat în condiţiile normale); conţinutul iniţial de umiditate în aer — 0,016 kg/kg aer uscat; conţinutul final — 0,006 kg/kg aer uscat; conţinutul iniţial de apă în acid — 0,6 kg/kg monohidrat; conţinutul final — 1,4 kg/kg monohidrat. Uscarea aerului are loc la presiunea atmosferică.

Rezolvare. Consumul de acid sulfuric (monohidrat) pentru 1 kg aer uscat se determină cu relaţia:

$$L = G\,\frac{\overline{Y}_{in} - \overline{Y}_{fin}}{\overline{X}_{fin} - \overline{X}_{in}} = 1\,\frac{0{,}016 - 0{,}006}{1{,}4 - 0{,}6} = 0{,}0125 \text{ kg/kg.}$$

Consumul total de acid sulfuric este:

$$G = 500 \cdot 1{,}29 \cdot 0{,}0125 = 8{,}1 \text{ kg/h,}$$

unde 1,29 este densitatea aerului uscat în condiţiile normale, în kg/m³.

Exemplul 18. Într-un scruber pentru spălarea acetonei din aer, se stropeşte cu o cantitate de apă de 3 000 kg/h. Temperatura apei este de 20°C. Prin scruber trece un amestec de aer şi vapori de acetonă conţinînd 6% volume acetonă. Aerul pur din acest amestec conţine 1 400 m³/h (0°C şi 760 mm Hg). În scruber se reţine 98% acetonă.

Ecuaţia liniei de echilibru la dizolvarea acetonei în apă este:

$$Y^* = 1{,}68\,X,$$

unde X şi Y^* sînt exprimate în kmol acetonă la 1 kmol din cel de-al doilea component, adică apă sau aer.

Să se găsească înălţimea scruberului, umplut cu inele ceramice cu dimensiunile de 25 × 25 × 3 mm. Viteza gazului se ia cu 25% mai mică decît viteza de emulsionare.

Coeficientul de transfer de masă $K_y = 0{,}4$ kmol acetonă/(m² · h) pe unitatea de diferenţă a concentraţiei în faza gazoasă, exprimată în kmol acetonă/kmol aer.

Rezolvare. Cantitatea de acetonă absorbită este:

$$M = \frac{1\,400 \cdot 0{,}06 \cdot 0{,}98}{0{,}94 \cdot 22{,}4} = 3{,}9 \text{ kmol/h.}$$

Scanned with OKEN Scanner

Concentraţia iniţială a acetonei în apa care circulă prin scruber $X_{vîrf} = 0$. Concentraţia finală a acetonei în apa care iese din turn este:

$$X_{bază} = \frac{M}{L} = \frac{3{,}9}{3\,000 : 18} = 0{,}0234 \text{ kmol acetonă/kmol apă.}$$

Concentraţia iniţială a acetonei în aer, jos la intrarea în scruber, este:

$$Y_{bază} = \frac{0{,}06}{0{,}94} = 0{,}0639 \text{ kmol acetonă/kmol aer.}$$

Concentraţia finală a acetonei în aer, la ieşirea din scruber este:

$$Y_{vîrf} = \frac{3{,}9 \cdot 0{,}02 \cdot 22{,}4}{0{,}98 \cdot 1\,400} = 0{,}00128 \text{ kmol acetonă/kmol aer.}$$

Prin aceste puncte, pe diagrama Y-X (fig. 7-16) se duce linia de lucru, iar mai jos se duce linia de echilibru după ecuaţia $Y^* = 1{,}680X$.

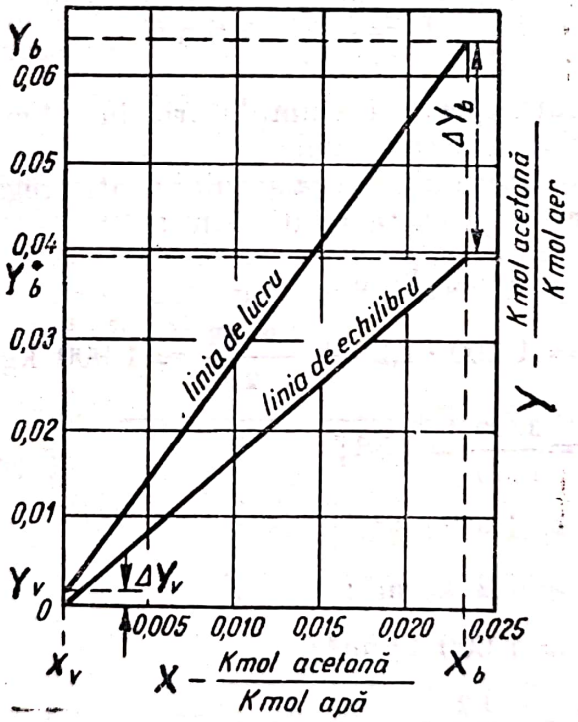


Fig. 7-16. (La exemplul 18.)

Se află forţa de absorbţie la baza scruberului:

$$\Delta Y_{baxă} = Y_{bază} - Y^*_{bază} = 0{,}0639 - 0{,}0393 =$$

$$= 0{,}0246 \text{ kmol acetonă/kmol aer.}$$

Valoarea $Y^*_{bază}$ se află din ecuaţia liniei de echilibru pentru $X_{bază}$, corespunzător la baza scruberului:

$$Y^*_{bază} = 1{,}68 \cdot 0{,}0234 = 0{,}0393 \text{ kmol acetonă/kmol aer.}$$

Forţa de absorbţie la vîrful scruberului este:

$$\Delta Y_{vîrf} = Y_{vîrf} - Y^*_{vîrf} = 0{,}00128 - 0 = 0{,}00128 \text{ kmol acetonă/kmol aer.}$$

Forţa de absorbţie medie va fi:

$$\Delta Y_{med} = \frac{0{,}0246 - 0{,}00128}{2{,}3 \lg \frac{0{,}0246}{0{,}00128}} = 0{,}0079 \text{ kmol acetonă/kmol aer.}$$

Suprafaţa de transfer de masă se află cu relaţia:

$$A = \frac{M}{K_y \cdot \Delta Y_{med}} = \frac{3{,}9}{0{,}4 \cdot 0{,}0079} = 1\,230 \text{ m}^2.$$

Volumul de inele ceramice, necesar pentru a obţine suprafaţa căutată, dacă $\psi = 1$ [v. formula (7-46)], este:

$$V = \frac{1\,230}{204} = 6 \text{ m}^3,$$

unde 204 este suprafaţa specifică a umpluturii, în m^2/m^3 (v. tabela XVI).

Se determină secţiunea scruberului.

Cu ecuaţia (7-19) se determină viteza gazului pentru regimul de emulsionare.

Valorile mărimilor din această relaţie sînt:

$$L = 3\,000 \text{ kg/h};$$

$$G = 1\,400 \cdot 1{,}29 + \frac{3{,}9 \cdot 58}{2} \approx 1\,900 \text{ kg/h};$$

$$\frac{L}{G} = \frac{3\,000}{1\,900} = 1{,}58;$$

$$\eta_l = 1 \text{ cP};$$

$$\rho_v = 1{,}2 \text{ kg/m}^3;$$

$$\rho_l = 1\,000 \text{ kg/m}^3;$$

$$\frac{\rho_v}{\rho_l} = \frac{1{,}2}{1\,000} = 0{,}0012;$$

$$V_{lib} = 0{,}74 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ (v. tabela XVI).}$$

Se introduc aceste valori în formula (7-19):

$$\lg\left(\frac{w^2 \cdot 204 \cdot 0{,}0012}{9{,}81 \cdot 0{,}74^3} \cdot 1^{0{,}16}\right) = 0{,}022 - 1{,}75 \cdot 1{,}58^{0{,}25} \cdot 0{,}0012^{0{,}125}$$

sau

$$\lg 0{,}0616\ w^2 = -0{,}824,$$

de unde $w = 1{,}56$ m/s.

Scanned with OKEN Scanner

Conform condițiilor problemei, viteza se ia cu 25% mai mică, adică 1,17 m/s. Secțiunea scruberului este:

$$S = \frac{1\,400 \cdot 293}{3\,600 \cdot 273 \cdot 1{,}17} = 0{,}356 \text{ m}^2,$$

de unde diametrul scruberului $D = 0{,}67$ m.

Înălțimea necesară a stratului de umplutură este:

$$H_u = \frac{V}{S} = \frac{6}{0{,}356} = 16{,}9 \text{ m}.$$

Se verifică densitatea de stropire:

$$\frac{L}{\rho_l \cdot S} = \frac{3\,000}{1\,000 \cdot 0{,}356} = 8{,}4 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}).$$

La această intensitate de stropire, coeficientul de umezire a umpluturii ψ se poate considera practic egal cu unitatea, așa cum a fost luat mai sus.

Exemplul 19. Se cere să se absoarbă în apă pură 1 tonă/h gaze sulfuroase din gazele cuptoarelor de prăjire, care conțin 5% volume SO_2 (restul azot). Cantitatea de apă de stropire se ia cu 20% mai mare decît cantitatea minimă necesară. Gradul de spălare pentru SO_2 este de 90%. Presiunea la care se face absorbția este cea atmosferică (760 mm Hg). Temperatura apei este de 20°C. Să se găsească forța medie de absorbție în scruber (în kN/m²). Solubilitatea SO_2 în apă la 20° este dată în tabela 7-6.

Tabela 7-6

Numărul de părți (de masă) de SO_2, dizolvate în 100 părți apă	1	0,7	0,5	0,3	0,2	0,15	0,1	0,005	0,02
Presiunea parțială a SO_2 deasupra soluției									
mm Hg	59	39	26	14,1	8,4	5,8	3,2	1,2	0,5
kN/m²	7,85	5,19	3,46	1,88	1,18	0,77	0,43	0,16	0,067

Rezolvare. Presiunea parțială a SO_2 în gazul care intră la baza turnului este:

$$p_{bază} = 101{,}3 \cdot 0{,}05 = 5{,}06 \text{ kN/m}^2 = 760 \cdot 0{,}05 = 38 \text{ mm Hg}.$$

Din datele tabelei 7-6 rezultă că acestei presiuni îi corespunde în soluție (la echilibru) 0,69 kg SO_2 la 100 kg apă. Cantitatea totală de SO_2 care se absoarbe este de 1 000 kg. De aici cantitatea minimă de apă pentru absorbție va fi:

$$L_{min} = \frac{1\,000}{0{,}69} \cdot 100 = 145\,000 \text{ kg/h sau } 145 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea efectivă de apă pentru absorbție este:

$$L = 145 \cdot 1{,}2 = 174 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Forța de absorbție la vîrful scruberului este:

$$\Delta p_{vîrf} = p_{vîrf} - p^*_{vîrf}.$$

Procentul în volume de SO_2 în gazul care iese din scruber este:

$$\frac{5(1 - 0{,}9)}{95 + 5(1 - 0{,}9)} 100 = 0{,}52\%,$$

de unde:

$$p_{vîrf} = 101{,}3 \cdot 0{,}0052 = 0{,}53 \text{ kN/m}^2;$$

$$p_{vîrf} = 760 \cdot 0{,}0052 = 3{,}95 \text{ mm Hg}.$$

$p^*_{vîrf} = 0$, deoarece pentru stropire se folosește apă curată. Prin urmare:

$$\Delta p_{vîrf} = 0{,}53 - 0 = 0{,}53 \text{ kN/m}^2;$$

$$\Delta p_{vîrf} = 3{,}95 - 0 = 3{,}95 \text{ mm Hg}.$$

Forța de absorbție a procesului de absorbție la baza scruberului este:

$$\Delta p_{bază} = p - p^*_{bază}.$$

Conform celor găsite mai sus rezultă:

$$p_{bază} = 5{,}06 \text{ kN/m}^2, \quad \text{adică} \quad 38 \text{ mm Hg}.$$

Apa care iese jos din scruber conține cantitatea de SO_2:

$$\frac{1\,000}{174\,000} 100 = 0{,}575 \text{ kg } SO_2 \text{ la } 100 \text{ kg apă}.$$

Din datele de solubilitate a SO_2 în apă rezultă, că acestui conținut de SO_2 în soluție (la echilibru) îi corespunde presiunea parțială de 4,11 kN/m² = = 30,87 mm Hg.

Prin urmare:

$$\Delta p_{bază} = 5{,}06 - 4{,}11 = 0{,}95 \text{ kN/m}^2;$$

$$\Delta p_{bază} = 38 - 30{,}87 = 7{,}13 \text{ mm Hg}.$$

Luînd aproximativ linia de echilibru ca o dreaptă, se găsește forța de absorbție medie pentru întregul proces:

$$\Delta p_{med} = \frac{0{,}95 + 0{,}53}{2} = 0{,}74 \text{ kN/m}^2;$$

$$\Delta p_{med} = \frac{7{,}13 + 3{,}95}{2} = 5{,}54 \text{ mm Hg} = 0{,}0073 \text{ at}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 20. Pentru absorberul din exemplul precedent să se determine coeficientul de transfer de masă k_y în kmol/ ($m^2 \cdot h \cdot N/m^2$).

Viteza gazului în absorber, considerată la secțiunea sa întreagă, este de 0,35 m/s regim pelicular. Absorberul este umplut cu bucăți de cocs cu mărimea medie de 75 mm ($\sigma = 41{,}7$ m^2/m^3; $V_{lib} = 0{,}58$ m^3/m^3). Să se determine valoarea k_y în kg/($m^2 \cdot h \cdot$ kg/kg gaz inert).

Rezolvare. Se consideră că în cazul dat rezistența la difuziune a lichidului este mică în comparație cu rezistența gazului, adică coeficientul de transfer de masă k_y este aproximativ egal cu coeficientul de transfer de masă k_y pentru gaz. Ultimul se determină din relația generală pentru funcționarea absorberelor în regim pelicular (7-3):

$$Nu'_g = 0{,}027\, Re_g^{0,8} (Pr'_g)^{0,33}. \qquad (7\text{-}55)$$

Aici:

$$Re_g = \frac{4w \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \eta_g};$$

$Pr'_g = \frac{3.600\,\eta_g}{\rho_g \cdot D_g}$ — criteriul de difuziune Prandtl pentru gaze;

$Nu'_g = \frac{k_y \cdot d_e \cdot p_{gi} \cdot M_g}{\rho_g \cdot D_g}$ — criteriul de difuziune Nusselt.

Pentru concentrații mici ale componentului absorbit în amestecul gazos $p_{gi} \approx P$ și

$$Nu'_g = \frac{k_y \cdot d_e \cdot P \cdot M_g}{\rho_g \cdot D_g}.$$

În aceste formule:

k_y este coeficientul de transfer de masă pentru gaz, în kmol/($m^2 \cdot h \cdot N/m^2$), kmol/($m^2 \cdot h \cdot$ mm Hg) sau kmol/($m^2 \cdot h \cdot$ at) (corespunzător cu mărimea $p_{g \cdot i}$);

$d_e = \frac{4V_{lib}}{\sigma}$ — diametrul echivalent al umpluturii, în m;

$p_{g \cdot i}$ — presiunea parțială medie a gazului inert în amestecul gazos, în N/m^2, mm Hg sau at;

P — presiunea totală a amestecului gazos, în N/m^2, mm Hg sau at;

M_g — masa molară a gazului (amestec gazos);

ρ_g — densitatea gazului (amestecului gazos), în kg/m^2;

w — viteza gazului raportată la secțiunea totală a coloanei, în m/s;

σ — suprafața specifică a umpluturii, în m^2/m^3;

V_{lib} — volumul liber al umpluturii, în m^3/m^3;

η_g — viscozitatea gazului, în $N \cdot s/m^2$;

g — accelerația căderii libere, în m/s^2;

D_g — coeficientul de difuziune al componentului absorbit în gazul inert, în m^2/h.

Scanned with OKEN Scanner

Se determină criteriul Reynolds:

$$Re_g = \frac{4 \cdot w \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \eta_g} = \frac{4 \cdot 0{,}35 \cdot 1 \cdot 16 \cdot 10^3}{41{,}7 \cdot 0{,}0175} = 2\,220,$$

unde:

$$\rho_g = \frac{28 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 293} = 1{,}16 \text{ kg/m}^3;$$

$$\eta_g = 0{,}0175 \text{ cP} = 0{,}0175 \cdot 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s/m}^3.$$

Se determină criteriul Pr'_g:

$$Pr'_g = \frac{3\,600\,\eta_g}{\rho_g \cdot D_g} = \frac{3\,600 \cdot 0{,}0175 \cdot 10^{-3}}{1{,}16 \cdot 0{,}041} = 1{,}32,$$

unde:

$$D_g = 0{,}037 \left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0{,}041 \text{ m}^2/\text{h} \text{ (v. tabela XLIII).}$$

Se introduc valorile obținute ale criteriilor Re_g și Pr'_g în relația (7-55):

$$Nu'_g = 0{,}027 \cdot 2\,220^{0{,}8} \cdot 1{,}32^{0{,}33} = 14{,}1.$$

Se găsește valoarea k_y:

$$k_y = \frac{Nu'_g \cdot \rho_g \cdot D_g}{d_e \cdot p'_i \cdot M_g} = \frac{14{,}1 \cdot 1{,}16 \cdot 0{,}014 \cdot 10^{-3}}{0{,}0556 \cdot 98{,}5 \cdot 28} = 0{,}00436 \cdot 10^{-3} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{N/m}^2),$$

unde:

$$d_e = \frac{4 \cdot V_{lib}}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0{,}58}{41{,}7} = 0{,}0556 \text{ m};$$

$$V_{lib} = 0{,}58 \text{ m}^3/\text{m}^3;$$

$$p'_i = \frac{(101{,}3 - 5{,}06) + (101{,}3 - 0{,}53)}{2} = 98{,}5 \text{ kN/m}^2 = 98{,}5 \cdot 10^3 \text{ N/m}^2.$$

Pentru recalcularea coeficientului de transfer de masă k'_y, în kg/m² · h · kg/kg gaz inert, se scrie relația:

$$M = k_y \cdot M_c \cdot A(p - p_i) = k'_y \cdot A(\overline{Y} - \overline{Y}_i).$$

Aici:

k_y și k'_y sînt coeficienții de transfer de masă pentru gaz, în kmol/(m²·h·N/m²) și kg/(m² · h · kg/kg);

$(p - p_i)$ în N/m² și $(\overline{Y} - \overline{Y}_i)$ în kg/kg gaz inert — corespunzător modului de exprimare a forței motoare a procesului de transfer de masă;

p_i și Y_i — presiunea parțială și concentrația relativă de masă a componentului absorbit, în amestecul gazos la suprafața de separare a fazelor;

M este cantitatea de component absorbit, în kg/h;
M_c — masa molară a componentului absorbit;
A — suprafața de transfer de masă, în m².
Din ultima ecuație se obține:

$$k'_y = k_y \cdot M_c \frac{p - p_i}{\overline{Y} - \overline{Y}_i}.$$

În continuare:

$$p - p_i = P(y - y_i) \qquad \text{(formula 7-4)}$$

și (la concentrații mici ale componentului absorbit):

$$\overline{Y} - \overline{Y}_i = \frac{M_c}{M_g}(y - y_i), \qquad \text{(formula 7-32)}$$

unde P este presiunea totală a amestecului gazos, în N/m².
Atunci:

$$k'_y = k_y \cdot P \cdot M_g.$$

Înlocuind în exemplul dat, se obține:

$$k'_y = 0{,}00436 \cdot 101{,}3 \cdot 28 = 12{,}3 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kg/kg)}.$$

Exemplul 21. Presupunînd că la suprafața de separare există echilibru, să se determine coeficientul de transfer de masă, dacă $ky = 0{,}00276$ kmol/(m² · h · kN/m²) adică 0,27 kmol/(m² · h · at); $k^*_x = 0{,}42$ m/h.
Ecuația liniei de echilibru: $y^* = 102\,x$. Absorberul este stropit cu apă, presiunea absolută în el fiind de 786 mm Hg.

Rezolvare. Dacă forța motoare în ecuația transferului de masă este exprimată în funcție de ΔP, de exemplu în kN/m² sau at, dar coeficientul de transfer de masă k_y și k_x are dimensiuni corespunzătoare în kmol/(m² · h · kN/m²) și m/h *, atunci (în ipoteza echilibrului la suprafața de separare a fazelor):

$$k_{\Delta p} = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{\psi}{k_x}}, \qquad \text{[kmol/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kN/m}^2\text{)]}$$

unde:

$\psi = \frac{H_0 \cdot P \cdot M_l}{\rho_l}$ este constanta ecuației (7-38), în (kN/m²)/(kmol/m³).

$k = H_0 \cdot P$ — v. formulele (7-33) și (7-34).

* $[k_x] = \left[\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}}\right] = \frac{\text{m}}{\text{h}}$.

La condiţiile $H_o = 102$; $P = 786 \cdot 0{,}133 = 104{,}5$ kN/m², de unde:

$$\psi = \frac{H_o \cdot P \cdot M_l}{\rho_l} = \frac{102 \cdot 104{,}5 \cdot 18}{1\,000} = 192 \frac{\text{kN/m}^2}{\text{kmol/m}^3}.$$

Coeficientul de transfer de masă este:

$$K_{\Delta P} = \frac{1}{\frac{1}{0{,}00276} + \frac{192}{0{,}42}} = 0{,}00122 \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kN/m}^2).$$

Exemplul 22. Să se calculeze coeficientul de transfer de masă într-un scruber cu apă la absorbţia bioxidului de carbon dintr-un gaz. Debitul de gaze este de 5 000 m³/h (amestec de gaze) *. În scruber se introduc 650 m³/h apă curată. Conţinutul iniţial de bioxid de carbon în gaze este de 28,4% volume, conţinutul final (la vîrful scruberului) de 0,2% volume. Presiunea în scruber $p = 16{,}5$ ata. Temperatura este de 15°C. În partea inferioară a scruberului sînt încărcate $n_2 = 6\,000$ inele ceramice cu dimensiunile de 75 × 75 × 2 mm. Mai sus sînt încărcate $n_1 = 320\,000$ inele ceramice cu dimensiunile de 50 × 50 × 1,5 mm.

Rezolvare. Se calculează suprafaţa totală a inelelor. Suprafaţa unui inel cu dimensiunile de 50 × 50 × 1,5 mm este:

$$a_1 = \pi \cdot 0{,}05 \cdot 0{,}05 + \pi(0{,}05 - 0{,}003)\,0{,}05 + \\ + 2\pi\left(\frac{0{,}05 + 0{,}047}{2}\right) \times 0{,}0015 = 0{,}01568 \text{ m}^2.$$

Suprafaţa unui inel cu dimensiunile de 75 × 75 × 2 mm este:

$$a_2 = \pi \cdot 0{,}075 \cdot 0{,}075 + \pi(0{,}075 - 0{,}004)\,0{,}075 + \\ + 2\pi\left(\frac{0{,}075 + 0{,}071}{2}\right) \times 0{,}002 = 0{,}0353 \text{ m}^2.$$

Suprafaţa totală va fi:

$$A = 0{,}01568 \cdot 320\,000 + 0{,}0353 \cdot 6\,000 = 5\,000 + 212 = 5\,212 \text{ m}^2.$$

Se determină cantitatea de bioxid de carbon absorbită în apă.
Cantitatea iniţială de bioxid de carbon în gaz este:

$$V_i = 5\,000 \cdot 0{,}284 = 1\,420 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Cantitatea de bioxid de carbon în gazul care iese este:

$$V_f = \frac{5\,000 - 1\,420}{1 - 0{,}002} \cdot 0{,}002 = 7{,}2 \text{ m}^3/\text{h}.$$

* Se consideră la presiunea atmosferică şi la temperatura de lucru.

Scanned with OKEN Scanner

Se absoarbe în apă:

$$V_{abs} = 1\,420 - 7{,}2 = 1\,412{,}8 \text{ m}^3/\text{h} \ (p = 1 \text{ ata}, t = 15°\text{C})$$

sau

$$G_{abs} = \frac{1\,412{,}8 \cdot 273}{273 + 15} \cdot 1{,}976 = 2\,630 \text{ kg/h},$$

adică:

$$\frac{2\,630}{44} = 60 \text{ kmol/h}.$$

Aici:

1,976 este densitatea CO_2 în condiții normale, în kg/m³;

44 — greutatea moleculară a CO_2.

Se calculează forța motoare a procesului de absorbție la baza scruberului.

Presiunea parțială a bioxidului de carbon la intrarea în scruber este:

$$p_{CO_2} = 0{,}284 \cdot 1\,620 = 460 \text{ kN/m}^2,$$

unde $1\,620 = 16{,}5 \cdot 98{,}1$ kN/m² este presiunea totală în scruber.

Fracțiunea molară a CO_2 în apa, care iese din scruber este:

$$\frac{60}{60 + \frac{650\,000}{18}} = 0{,}00166.$$

Constanta lui Henry K pentru bioxid de carbon la 15°C este $0{,}124 \cdot 10^6$ kN/m² sau $0{,}93 \cdot 10^6$ mm Hg (v. tabela XLII); de aici rezultă presiunea parțială a bioxidului de carbon la echilibru cu soluția de gaz dată:

$$p^*_{CO_2} = 0{,}00166 \cdot 0{,}124 \cdot 10^6 = 206 \text{ kN/m}^2.$$

Forța motoare a procesului de absorbție la baza scruberului este:

$$\Delta p_{bază} = 460 - 206 = 254 \text{ kN/m}^2.$$

Se determină forța motoare a procesului de absorbție la vîrful scruberului.

Presiunea parțială a bioxidului de carbon în gazul care iese este:

$$p_{CO_2} = 1\,620 \cdot 0{,}002 = 3{,}24 \text{ kN/m}^2.$$

Deoarece apa de stropire care se introduce în scruber este curată, presiunea de echilibru a bioxidului de carbon este nulă; de aici forța motoare a procesului de absorbție la vîrful coloanei:

$$\Delta p_{vîrf} = 3{,}24 - 0 = 3{,}24 \text{ kN/m}^2.$$

Forța motoare medie pentru întregul proces este:

$$\Delta p_{med} = \frac{254 - 3{,}24}{2{,}3 \lg \frac{254}{3{,}24}} = 57{,}4 \text{ kN/m}^2.$$

Scanned with OKEN Scanner

Coeficientul de transfer de masă se determină cu relația:

$$K_{\Delta p} = \frac{M}{A \cdot \Delta p_{med}},$$

de unde se obține:

$$K'_{\Delta p} = \frac{2\,630}{5\,212 \cdot 57{,}4} = 0{,}0088 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kN/m}^2$$

sau

$$0{,}86 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{at.}$$

sau

$$K''_{\Delta p} = \frac{60}{5\,212 \cdot 57{,}4} = 0{,}0002 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kN/m}^2$$

sau

$$0{,}0196 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{at.}$$

Dacă coeficientul de transfer de masă se raportează la diferența de presiune Δp, exprimată în mm Hg, se va obține următoarea valoare pentru $K_{\Delta p}$:

$$K'_{\Delta p} = \frac{2\,630}{5\,212 \cdot \frac{57{,}4}{0{,}133}}, \quad \text{sau} \quad 0{,}0012 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{mm Hg.}$$

Exemplul 23. Să se calculeze coeficientul de difuziune al hidrogenului sulfurat în apă la 40°C.

Rezolvare. Se calculează mai întîi coeficientul de difuziune la 20°C cu relația (7-52):

$$D_{20^\circ} = \frac{0{,}00278}{B\sqrt{\eta}\left(v_A^{1/3} + v_B^{1/3}\right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}. \qquad [\text{m}^2/\text{h}]$$

Pentru apă:

$$B = 4{,}7;\ \eta = 1 \text{ cP};\ v_A = 2 \cdot 3{,}7 + 7{,}4 = 14{,}8;\ M_A = 18.$$

Pentru hidrogenul sulfurat:

$$v_B = 2 \cdot 3{,}7 + 25{,}6 = 33{,}0;\ M_B = 34.$$

Înlocuind aceste valori în relația (7-52) se obține:

$$D_{20} = \frac{0{,}00278}{4{,}7 \cdot 1 (14{,}8^{1/3} + 33^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{18} + \frac{1}{34}} = 5{,}37 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{h}.$$

Se calculează coeficientul de temperatură b din relația (7-53):

$$b = \frac{0{,}2\sqrt{\eta}}{\sqrt[3]{\rho}} = \frac{0{,}2\sqrt{1}}{\sqrt[3]{1\,000}} = 0{,}02.$$

Coeficientul de difuziune găsit cu relația (7-53) va fi egal cu:

$$D_{40^\circ} = 5{,}37 \cdot 10^{-6}[1 + 0{,}02(40 - 20)] = 7{,}5 \cdot 10^{-6}\ \text{m}^2/\text{h}.$$

Exemplul 24. Să se determine debitul teoretic minim de lichid absorbant cu greutatea moleculară de 224, necesar pentru separarea completă a propanului și butanului din 1 000 m³/h amestec gazos (în condiții normale). Conținutul de propan în gaz este de 15% volume, iar cel de butan de 10% volume. Temperatura în absorber este de 30°C, presiunea absolută de 294 kN/m² (3 ata). Se va considera că solubilitatea butanului și propanului în absorber se supune legii lui Raoult.

Rezolvare. Concentrația maximă a propanului în absorbentul care iese din scruber (la echilibru cu gazul care intră) se determină cu relația (7-6):

$$x^*_{pr} = \frac{P}{P_{pr}} \cdot y_{pr} = \frac{294}{981} \cdot 0{,}15 = 0{,}045,$$

unde: $P_{pr} = 981$ kN/m² (10 ata) este presiunea vaporilor saturați de propan la 30°C.

Cantitatea totală de propan absorbit este:

$$G = \frac{1\,000 \cdot 0{,}15}{22{,}4} = 6{,}7\ \text{kmol/h}.$$

Cantitatea minimă de absorbent este:

$$L_{min} = \frac{6{,}7 \cdot 0{,}955}{0{,}045} = 142\ \text{kmol/h}$$

sau

$$L_{min} = 142 \cdot 224 = 31\,800\ \text{kg/h}.$$

Concentrația maximă de butan în absorbentul care iese la bază din scruber este:

$$x^*_b = \frac{P}{P_b} \cdot y_b = \frac{294}{265}\,0{,}1 = 0{,}11,$$

unde $P_b = 265$ kN/m² (2,7 at) este presiunea vaporilor de butan saturați la 30°C.

Debitul minim de absorbent pentru absorbția completă a butanului este considerabil mai mic, decît cel pentru propan, prin urmare cu cantitatea de absorbent găsită mai sus (142 kmol/h) butanul va fi complet separat.

Exemplul 25. Într-un scruber se absoarbe în apă, la presiune atmosferică amoniac din gaze. Conținutul inițial de amoniac în gaze este de 0,03 kmol/kmol gaz inert.

Gradul de separare este de 90%. Apa care iese din scruber conține amoniac în proporție de 0,02 kmol/kmol apă.

Scanned with OKEN Scanner

Date despre concentrațiile amoniacului la echilibru în lichid și gaz la temperatura de absorbție sînt indicate în tabela 7-7.

Să se determine, grafic, numărul necesar de unități de transfer m_y.

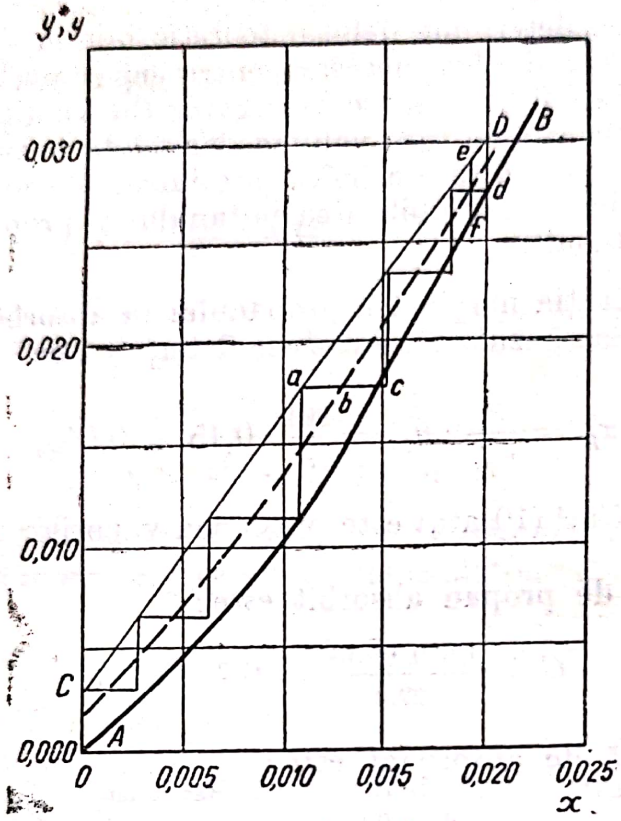


Fig. 7-17. (La exemplul 125.)

Rezolvare. După datele din tabela 7-7, în figura 7-17 se construiește linia de echilibru AB. Pe acest grafic se trasează linia de lucru $C\ D$.

Tabela 7-7

X, $\frac{\text{kmol amoniac}}{\text{kmol apă}}$	Y^*, $\frac{\text{kmol amoniac}}{\text{kmol gaz inert}}$
0	0
0,005	0,0045
0,010	0,0102
0,0125	0,0138
0,015	0,0183
0,020	0,0273
0,023	0,0327

Ea va trece prin punctul C de coordonate $X_v = 0$; $Y_v = 0{,}03(1 - 0{,}9) = 0{,}003$ (la vîrful scruberului) și punctul D cu coordonatele $X_b = 0{,}02$; $Y_b = 0{,}03$ (la baza scruberului).

Numărul unității de transfer m_y se află în felul următor. Se duc ordonate între liniile de lucru și echilibru și se împart în două; prin mijlocul lor se duce

linia punctată ajutătoare. Apoi, începînd de la punctul C, construcția este îndeplinită în așa fel, ca pentru fiecare treaptă $ab = bc$. Fiecare din treptele obținute constituie o unitate de transfer, adică o astfel de parte a aparatului, la care schimbarea concentrației de lucru $(Y_1 - Y_2)$ este egală cu forța motoare medie la această parte $(Y - Y^*)_{med}$.

Total se obțin 5,82 trepte (ultima treaptă incompletă este egală cu raportul segmentelor $\frac{Dd}{ef} = 0{,}82$).

Prin urmare:

$$m_y = \int_{Y_v = 0{,}003}^{Y_b = 0{,}03} \frac{dY}{Y - Y^*} = 5{,}82.$$

După cum se observă din grafic, la partea inferioară a curbei de echilibru, unde înclinarea ei este mai mică decît înclinarea liniei de lucru, unitatea de transfer este mai mică decît treapta de variație a concentrației; la partea superioară a liniei de echilibru, unde înclinarea ei este mai mare decît înclinarea liniei de lucru, se observă un aspect invers.

PROBLEME

1. Crezolul se distilă cu vapori de apă la presiune atmosferică; $\varphi = 0{,}8$. Să se determine: a) temperatura de distilare, b) compoziția în fracțiuni de masă a amestecului obținut, c) procentul în volume de crezol în vapori. Presiunea vaporilor saturați de crezol este dată în figura XVIII (m — crezol).

2. Să se determine, în condițiile exemplului 6, presiunea parțială a terebentinei în amestecul de vapori.

3. Glicerina se purifică prin distilare cu abur supraîncălzit la 180°C sub un vid de 550 mm Hg. Gradul de saturare al aburului de glicerină este de 0,75. Să se determine debitul de abur care iese împreună cu o tonă de glicerină. Amestecul inițial se introduce la temperatura de fierbere. Aparatul este prevăzut cu încălzire exterioară.

4. Un amestec de benzen și toluen fierbe la 95°C la presiunea de 760 mm Hg. La 95°C $P_b = 155{,}6$ kN/m², $P_{tol} = 64{,}0$ kN/m². Să se găsească compoziția lichidului, considerînd că amestecul dat urmează legea lui Raoult.

Sub ce presiune trebuie să fiarbă lichidul care conține de două ori mai puțin toluen pentru ca temperatura de fierbere să fie aceeași?

5. Să se determine compozițiile la echilibru ale lichidului și vaporilor unui amestec alcool metilic-apă la temperatura de 50°C:

a) la presiunea de 300 mm Hg;

b) la presiunea de 500 mm Hg, considerînd, că amestecul urmează legea lui Raoult.

Să se explice rezultatul obținut pentru cazul b).

Scanned with OKEN Scanner

6. Să se demonstreze că legea lui Raoult $\frac{p_0 - p}{p_0} = \frac{n}{N + n}$, unde p_0 și p sînt presiunile de vapori deasupra solventului pur și deasupra soluției, n și N reprezintă numărul de moli de substanță dizolvată și de solvent, se aplică la relația (7-5).

7. Să se construiască curba de echilibru la presiunea de 26,6 kN/m² pentru amestecul *n*-hexan — *n*-heptan, considerînd că se poate aplica legea lui Raoult. Presiunile vaporilor saturați ai componenților puri se vor lua din nomogramă (v. fig. XVIII).

8. Să se determine compoziția vaporilor la echilibru deasupra amestecului lichid format din 10% moli apă, 50% moli acid acetic și 40% moli acetonă, la $t = 80°C$, considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult.

9. 1 000 kg amestec binar benzen-toluen, conținînd 30% de masă de benzen se supun distilării simple la presiunea atmosferică. Să se determine cantitatea și compoziția distilatului, dacă conținutul de benzen în reziduul din blază este de 18% masă. Se vor folosi datele din tabela 7-1.

10. 2 600 kg amestec de acid acetic și apă se supun distilării simple la presiunea atmosferică. Amestecul inițial conține 10% de masă acid acetic, reziduul — 15% masă acid acetic. Să se determine masa reziduului și distilatului și compoziția distilatului. Date despre compozițiile la echilibru se găsesc în tabela XLI.

11. Într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă intră lichid cu 24% moli component volatil. Concentrația distilatului este de 95% moli, concentrația reziduului din blaz de 3% moli component volatil. În deflegmator intră 850 kmol/h vapori, iar în coloană se reîntorc din deflegmator 670 kmol/h ca reflux. Cît reziduu se obține în blaz (în kmol/h)?

12. Să se determine pe cale analitică abscisa punctului de intersecție a liniei de lucru pentru partea inferioară (de epuizare) a unei coloane de rectificare cu diagonala diagramei $y - x$.

13. Într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă se distilă un amestec de alcool etilic și apă. Ecuația liniei de lucru a părții inferioare a coloanei este $y = 1{,}28\ x - 0{,}0143$. Să se determine conținutul de alcool în reziduul din blază, exprimat în procente de masă.

14. Într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă, care lucrează la presiunea atmosferică (760 mm Hg) se introduce pentru separare un amestec binar lichid, conținînd 28% moli component volatil. Distilatul conține 98% moli din acest component. Amestecul separat urmează legea lui Raoult. Cifra de reflux este de 4,5. Unei trepte de variație a concentrației îi corespunde un taler. Să se determine compoziția lichidului pe talerul așezat deasupra locului de alimentare a coloanei dacă tensiunea de vapori a componentului volatil la temperatura de alimentare este de 192 kN/m².

Scanned with OKEN Scanner

15. O coloană cu funcţionare continuă prelucrează un amestec de benzen şi cloroform. La rectificare se obţine un distilat care conţine 95% masă component volatil. Lichidul de alimentare conţine 40% din acest component. Să se găsească tangenta unghiului de înclinare a liniei de lucru pentru partea superioară a coloanei, dacă se ştie, că cifra de reflux utilizată este de două ori mai mare decît cea minimă. Datele despre compoziţiile la echilibru se vor lua din tabela XLI.

16. Într-o coloană de rectificare cu acţiune continuă se distilă 600 kmol/h amestec apă-acid acetic. Ordonata punctului de intersecţie a liniilor de lucru este 0,437. Ecuaţia liniei de lucru pentru partea superioară a coloanei este: $y = 0{,}71\ x + 0{,}258$. Cantitatea de vapori care intră în deflegmator este de 550 kmol/h. Să se determine cantitatea de reziduu din blază (în kg/h) şi concentraţia acidului acetic în reziduu, exprimată în % masă.

17. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se introduc 1 000 kmol/h amestec care conţine 30% moli pentan şi 70% moli hexan. Produsele care se obţin au compoziţiile: produsul de vîrf — 95% moli pentan; produsul de la bază — 90% moli hexan. Să se determine cantitatea de produs de vîrf şi de bază (în kg/h), precum şi cantitatea de vapori care se condensează în deflegmator, dacă se ştie că tangenta unghiului de înclinare a liniei de lucru pentru partea superioară (de concentrare) a coloanei este egală cu 0,75.

18. Dintr-o coloană de rectificare rezultă 1 100 kg/h distilat cu conţinut de 98,5% masă component volatil şi 3 650 kg/h reziduu cu un conţinut de 96,6% masă din al doilea component. Cifra de reflux este de 2,94. Să se determine: a) % masă de component mai volatil în lichidul de alimentare a coloanei, b) cantitatea de vapori (în kg/h) care intră din coloană în deflegmator.

19. Pe unul din talerele unei coloane de rectificare în partea superioară (de concentrare) a acesteia, fierbe un amestec de azot şi oxigen. Concentraţia azotului în lichidul care curge de pe taler este de 50% moli. Să se găsească compoziţia lichidului care curge de sus pe talerul respectiv, dacă o treaptă de variaţie a concentraţiei corespunde unui taler. Cifra de reflux este de 2,3. Produsul de la vîrf se consideră azot pur. Date despre compoziţia la echilibru se vor lua din tabela XLI.

20. Să se deducă ecuaţia (7-25) din ecuaţia bilanţului termic al coloanei de rectificare.

21. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se obţin 200 kg/h soluţie 55% moli de acid acetic. Se prelucrează amestec de acid acetic şi apă, care intră în coloană la temperatura de fierbere. Conţinutul de acid acetic în amestecul iniţial este de 31% moli. La vîrful coloanei distilă apă cu un conţinut de 2% moli acid acetic. Presiunea în coloană este cea atmosferică. Să se determine numărul treptelor de variaţie a concentraţiei dacă cifra de reflux este de 4. Să se determine, de asemenea, consumul de abur de încălzire ($p = 4$ ata) în blaza coloanei dacă are umiditate de 5%. Date despre compoziţia la echilibru se vor lua din tabela XLI.

Scanned with OKEN Scanner

22. Într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă intră 5 000 kg/h amestec compus din 29% masă alcool metilic și 71% masă de apă. Ecuația liniei de lucru pentru partea superioară (de concentrare) a coloanei este $y = 0{,}73\,x + 0{,}264$. În blază se obțin 3 800 kg/h reziduu.

Să se determine: a) % masă de alcool metilic în reziduul din blaz, b) cantitatea de vapori (în kg/h) care intră din coloană în deflegmator, c) debitul de apă în deflegmator, dacă aceasta se încălzește cu 12°C.

23. Într-o coloană de rectificare, care lucrează la presiunea atmosferică, se fracționează un amestec cloroform-benzen. Tangenta unghiului de înclinare a liniei de lucru pentru partea superioară a coloanei este 0,715. Suprafața de încălzire în blază este de 20 m², coeficientul de transmitere a căldurii este de 1 044 W/(m² · grd), sau 900 kcal/(m² · h · grd), suprapresiunea aburului de încălzire este de 0,2 at. Temperatura de fierbere a reziduului din blaz se ia ca și pentru benzenul pur. Să se determine cantitatea de produs obținută la partea superioară și debitul aburului de încălzire.

24. Ecuațiile liniilor de lucru ale unei coloane de rectificare pentru separarea unui amestec de benzen și toluen la presiunea atmosferică sînt:

$$y = 0{,}723\,x + 0{,}263;$$

$$y = 1{,}25\,x - 0{,}0188.$$

În coloană se introduc 75 kmol/h amestec. Aburul de încălzire din blaza coloanei are o suprapresiune de 3 at. Să se determine suprafața necesară a țevilor de încălzire din blaza coloanei și consumul de abur. Coeficientul total de transmitere a căldurii $K = 580$ W/(m² · grd) adică 500 kcal/(m² · h · grd). Pierderile de căldură se vor neglija. Temperatura de fierbere a lichidului în blază se ia aceeași ca pentru toluenul pur.

25. Într-o coloană de rectificare cu funcționare continuă se introduce un amestec de apă și alcool etilic, care conține 10% masa de alcool. Se cere să se determine consumul de căldură în blaza coloanei și cantitatea de căldură cedată în deflegmator la 1 kg distilat, care conține 94% masă de alcool, dacă reziduul din blază nu conține practic alcool. Amestecul inițial se introduce în coloană la temperatura de 70°C. Partea de concentrare a coloanei funcționează cu cifra de reflux egală cu 4. Pierderile de căldură se vor neglija.

26. Productivitatea unei coloane de distilare pentru separarea unui amestec alcool metilic — apă este de 1 500 kg/h distilat. Coloana lucrează la presiunea atmosferică. Suprafața de transfer de căldură a deflegmatorului este de 60 m², coeficientul de transmitere a căldurii de 812 W/(m² · grd), adică 700 kcal/(m² · h · grd). Să se determine cifra de reflux și debitul de apă de răcire în deflegmator, dacă apa se încălzește de la 15 la 35°C.

27. Să se determine suprafața necesară și debitul de apă în deflegmatorul unei coloane de rectificare pentru separarea unui amestec benzen-toluen în următoarele condiții: cantitatea de produs de vîrf — 600 kg/h; cifra de reflux 3,75; temperatura inițială și finală a apei de răcire 20 și 45°C; coefici-

Scanned with OKEN Scanner

entul de transmitere a căldurii 696 W/(m² · grd) adică 600 kcal/(m² · h · grd). Produsul de vîrf se va considera benzen pur. Presiunea în coloană este cea atmosferică.

28. Să se determine numărul de talere necesar într-o coloană de rectificare cu funcţionare periodică pentru distilarea unui amestec cloroform-benzen la presiunea atmosferică. Amestecul iniţial conţine 38% moli cloroform. Distilatul trebuie să conţină 97% moli cloroform, reziduul din blază după distilare — 10% moli cloroform. Coeficientul de exces al refluxului este 2. Date în legătură cu compoziţiile la echilibru se vor lua din tabela XLI. La o treaptă de variaţie a concentraţiei revin 1,4 talere.

29. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă, care lucrează la presiunea atmosferică, se introduc 7,5 t/h dintr-un amestec de *n*-hexan şi *n*-heptan, care conţine 42% masă de *n*-hexan. Distilatul trebuie să conţină 95% masă de *n*-hexan, reziduul din blaz trebuie să conţină 3% masă de *n*-hexan.

Să se determine: a) debitul de distilat şi de reziduu din blaz, b) numărul necesar de talere la cifra de reflux de 2,44 şi la $\varepsilon = 1{,}7$, d) debitul de abur de încălzire ($p = 3$ at) în blaz coloanei şi debitul de apă în deflegmator la încălzirea apei cu 15 grade. Curba de echilibru se construieşte cu ajutorul nomogramei figura XVIII, considerînd că amestecul urmează legea lui Raoult. Pierderile de căldură se neglijează. Amestecul iniţial se introduce în coloană la temperatura de fierbere.

30. Într-o coloană de rectificare cu funcţionare continuă se distilă 5 000 kg/h amestec de alcool metilic-apă. Concentraţia de masă a alcoolului metilic în amestecul de alimentare este de 20%, iar în produsul de vîrf de 90%. Coeficientul de exces al refluxului $\beta = 1{,}8$. Debitul de apă în deflegmator este de 40 m³/h, apa în el încălzindu-se de la 20 la 40°C. Să se determine cantitatea de alcool metilic care iese cu reziduul din blază.

31. Pentru încălzirea blazei unei coloane de rectificare, în care se introduc pentru separare 6 t/h amestec benzen-toluen, există disponibil abur cu presiunea de 1 ata. Concentraţia amestecului iniţial este de 32% benzen. Concentraţia cerută distilatului este de 97% benzen, iar pentru reziduul din blază de 95% toluen. Procentele se referă la masa fracţiunilor.

Să se determine: a) cantitatea de distilat şi reziduu obţinută, b) numărul de talere necesar la cifra de reflux de 3,1 şi la $\varepsilon = 1{,}4$; c) consumul de abur de încălzire şi consumul de apă de răcire în deflegmator, dacă apa se încălzeşte cu 15 grd. Amestecul urmează legea lui Raoult. Pierderile de căldură se neglijează. Alimentarea se face în coloană la temperatura de fierbere. Diferenţa de temperatură în blaza coloanei se va considera de 10 grade.

32. Un amestec de aer cu vapori de tetraclorură de carbon comprimat la presiunea de 10 ata, se răceşte într-un răcitor cu apă. La 40°C începe condensarea tetraclorurii de carbon. Să se determine procentul de masă al tetraclorurii de carbon din aer în amestecul iniţial şi gradul de separare în amestecul de gaze după răcirea ei la 27°C.

Scanned with OKEN Scanner

33. Un amestec de gaze care conține 0,8% în volume *n*-octan, se comprimă la 5 ata și apoi se răcește la 25°C. Să se determine gradul de separare al octanului. Cum variază gradul de separare, dacă se răcește amestecul de gaze pînă la 0°C (răcire cu saramură)? Presiunea vaporilor saturați de octan se ia din nomogramă (v. fig. XVIII, punctul 31).

34. Să se determine concentrația maximă a apei amoniacale, care se poate obține la trecerea unui gaz care conține 3% în volume NH_3, printr-o umplutură, stropită cu apă. Presiunea în scruber este de 2 ata. Solubilitatea amoniacului în apă în condițiile date se caracterizează prin legea lui Henry: $p = 2\,000 \cdot x$ mm Hg, unde x reprezintă fracția molară de NH_3 în soluție.

35. În condițiile problemei precedente să se determine forța motoare medie a procesului de absorbție în kmol amoniac/kmol gaz inert și numărul necesar de trepte de variație a concentrației, dacă fracțiunea molară a amoniacului în lichidul care iese la bază din absorber este de 0,8 din cea de echilibru, iar gradul de separare a amoniacului din gaze este de 90%.

36. Să se determine forța motoare medie a procesului de absorbție la absorbția în ulei a vaporilor de benzen dintr-un gaz. Concentrația inițială a benzenului în gaz este de 4% în volume; se separă 80% din benzen. Concentrația benzenului în uleiul care curge din scruber este de 0,02 kmol benzen/kmol ulei pur. Uleiul, care intră în scruber nu conține benzen. Ecuația liniei de echilibru este:

$$Y^* = 0{,}126\ X,$$

unde:

$$[Y^*] = \left[\frac{\text{kmol benzen}}{\text{kmol gaz inert}}\right]; \quad [X] = \left[\frac{\text{kmol benzen}}{\text{kmol ulei}}\right].$$

Forța motoare a procesului de absorbție se va exprima în unități de diferență de concentrație $\frac{\text{kmol benzen}}{\text{kmol gaz inert}}$.

37. Să se determine cantitatea de apă (în m^3) necesară la stropirea unui scruber pentru a se absorbi 2 000 kg/h SO_2 din aer, știind că se introduce o cantitate de apă cu 65% mai mare decît cantitatea minimă necesară. Concentrația în SO_2 a aerului care intră este de 18% masă. Ecuația liniei de echilibru pentru absorbția SO_2 în apă în condițiile date este: $Y^* = 26{,}7 \cdot X$, unde Y^* reprezintă fracțiunea volumetrică de SO_2 în gaz, iar X este concentrația de SO_2 în soluție, în kmol SO_2 la un kmol apă.

38. Într-un scruber se absorb în apă vapori de alcool metilic dintr-un gaz, la presiunea atmosferică, la temperatura medie de 27°C. Conținutul de alcool metilic în gazul care intră în scruber este 100 grame la 1 m^3 gaz inert (considerînd volumul gazului în condițiile normale). La ieșirea din scruber apa are concentrația de 67% din cea maximă posibilă, adică din concentrația în echilibru cu gazul care intră. Ecuația curbei de solubilitate a alcoolului metilic în apă în condițiile date este: $Y^* = 1{,}15 \cdot X$, unde Y^* reprezintă numărul de kmol de alcool la 1 kmol de gaz inert, iar X este numărul de kmol

de alcool la 1 kmol apă pură. Se absoarbe cu apă 98% din cantitatea iniţială de alcool.

Coeficientul de transfer de masă este:

$$K_x = 0{,}5\ \frac{\text{kmol alcool}}{\text{m}^2\cdot\text{h}\,\frac{\text{kmol alcool}}{\text{kmol apă}}}.$$

Debitul de gaz inert este de 1 200 m³/h (la condiţiile de lucru). Scruberul este umplut cu inele ceramice avînd suprafaţa specifică de 190 m²/m³. Coeficientul de umezire a umpluturii $\psi = 0{,}87$. Viteza gazului în scruber $w = 0{,}4$ m/s. Să se determine debitul de apă şi înălţimea stratului de umplutură.

39. Aerul impurificat cu amoniac este trecut printr-un scruber stropit cu apă, umplut cu umplutură din inele cu suprafaţa specifică de 89,5 m²/m³. Volumul liber al umpluturii este de 0,79 m³/m³. Temperatura de absorbţie este de 28°C, presiunea de 1 ata. Conţinutul mediu de amoniac în amestecul de gaze este de 5,8% volume. Viteza de masă a gazului, raportată la secţiunea totală a scruberului, este de 1,1 kg/(m² · s). Să se determine coeficientul parţial de transfer de masă pentru pelicula de gaz, considerînd că scruberul lucrează la regim pelicular.

40. Să se calculeze coeficientul parţial de transfer de masă pentru gaz într-un scruber la absorbţia vaporilor de benzen din gazele de cocserie pe baza următoarelor date: umplutura este formată din grătare confecţionate din şipci de lemn de 12,5 × 100 mm cu distanţa între şipci $b = 25$ mm (pentru această umplutură $d_e = 2\,b = 0{,}05$ m); viteza gazului, raportată la secţiunea totală a scruberului 0,95 m/s; densitatea gazului 0,5 kg/m³; viscozitatea gazului 0,013 cP; coeficientul de difuziune al benzenului în gaz $16 \cdot 10^{-6}$ m²/s; greutatea moleculară a gazului 11,5; presiunea medie în scruber 1,1 ata. Se consideră regim pelicular.

41. Într-un scruber se introduce gaz, care conţine 2,8% în volume amoniac, care se absoarbe în apă la presiunea atmosferică. Gradul de separare al amoniacului — 0,95. Debitul de apă este cu 40% mai mare decît cel minim teoretic. Să se determine numărul unităţilor de transfer. Date despre concentraţiile la echilibru ale lichidului şi gazului în apă se vor lua din exemplul 25.

EXEMPLU DE CALCUL AL UNEI COLOANE DE RECTIFICARE CU TALERE

Să se calculeze o coloană de rectificare, cu funcţionare continuă, cu talere cu site pentru separarea la presiune atmosferică a 10 t/h amestec lichid, care conţine 40% masă benzen şi 60% toluen. Conţinutul de benzen din distilat trebuie să fie de 96%, iar conţinutul de toluen în reziduul din blază trebuie să fie de 98% masă. Amestecul iniţial se încălzeşte pînă la temperatura de fierbere înainte de a se introduce în coloană. Aburul de încălzire are presiunea de 3 at.

Scanned with OKEN Scanner

Schema instalaţiei de rectificare este dată în figura 7-18.

Rezolvare. Se notează debitul de masă al distilatului cu G_D kg/h şi debitul reziduului din blază cu G_W kg/h.

Ecuaţiile bilanţului de materiale:

—pentru circuit:

$$G_D + G_W = 10\,000;$$

— faţă de benzen:

$$G_D \cdot 0{,}96 + G_W \cdot 0{,}02 = 10\,000 \cdot 0{,}4.$$

Din acest sistem de ecuaţii se află:

$$G_D = 4\,050 \text{ kg/h}; \; G_W = 5\,950 \text{ kg/h}.$$

Pentru continuarea calculelor este necesar să se exprime concentraţiile lichidului de alimentare, a distilatului şi a rezidu ului din blază, în fracţiuni molare.

Alimentarea:

$$x_F = \frac{\frac{40}{78}}{\frac{40}{78} + \frac{60}{92}} = 0{,}44.$$

Distilatul:

$$x_D = \frac{\frac{96}{78}}{\frac{96}{78} + \frac{4}{92}} = 0{,}965.$$

Reziduul din blază:

$$x_W = \frac{\frac{2}{78}}{\frac{2}{78} + \frac{98}{92}} = 0{,}023.$$

Se determină cifra de reflux:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0{,}965 - 0{,}66}{0{,}66 - 0{,}44} = 1{,}39,$$

unde $y_F^* = 0{,}66$ este fracţiunea molară a benzenului în vaporii la echilibru cu lichidul de alimentare, determinată din diagrama $y^* - x$.

Curba de echilibru în aceste coordonate pentru amestecul benzen-toluen este arătată la exemplul 4.

Numărul treptelor de variaţie a concentraţiei se determină pe cale grafică, utilizînd diagrama $y - x$ (v. fig. 7-19).

Din punctul $x_D = 0{,}965$ şi $x_W = 0{,}023$ se duc perpendiculare pînă la intersecţia lor cu diagonala. Se obţin punctele A şi B.

Scanned with OKEN Scanner

Pentru partea superioară (de concentrare) a coloanei se construieşte linia de lucru după ecuaţia:

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}.$$

Se consideră cifra de reflux reală de 1,5 ori mai mare decît cea minimă, adică:

$$R = 1{,}5\ R_{min} = 1{,}5 \cdot 1{,}39 = 2{,}09.$$

Ecuaţia liniei de lucru capătă forma:

$$y = \frac{2{,}09}{2{,}09+1} x + \frac{0{,}965}{2{,}09+1}$$

sau

$$y = 0{,}677\, x + 0{,}312.$$

Din punctul A trebuie dusă dreapta care reprezintă ecuaţia de mai sus. Pentru aceasta, se fixează pe ordonată termenul liber al ecuaţiei (0,312) şi se uneşte punctul obţinut cu punctul A. Pentru reprezentarea liniei de lucru a părţii inferioare (de epuizare) a coloanei, din abscisa corespunzătoare concentraţiei de alimentare ($x_F = 0{,}44$) se duce o perpendiculară pînă la intersecţia cu linia de lucru a părţii superioare a coloanei. Punctul C obţinut se uneşte cu punctul B. Dreapta CB este linia de lucru a părţii inferioare a coloanei.

Pentru determinarea grafică a numărului treptelor de variaţie a concentraţiei se face construcţia între liniile de echilibru şi de lucru, începînd din punctul B (v. fig. 7-19). După cum se vede din acest desen, în partea superioară (de concentrare) a coloanei se obţin 7 trepte, iar în partea inferioară (de epuizare) 8,2 trepte.

Se admite $\eta_0 = 0{,}6$ ($\varepsilon = 1{,}67$). Atunci în partea superioară a coloanei vor fi $\frac{7}{0{,}6} =$ $= 12$ talere, iar în partea inferioară $\frac{8{,}2}{0{,}6} = 14$ talere, adică în total 26 talere pentru coloană. Alimentarea trebuie să se facă pe talerul al treisprezecelea, considerat de sus.

Se admit următoarele caracteristici ale talerelor cu site: diametrul orificiilor $d = 4$ mm; pasul orificiilor $t = 10$ mm; grosimea talerului $\delta = 4$ mm; înălţimea pragului de deversare deasupra talerului $h = 40$ mm. Secţiunea liberă a talerului (suma ariilor orificiilor) reprezintă 9% din aria totală a talerului.

În diverse modele de coloane* se foloseşte distanţa între talere H de la 200 mm în sus (din 50 în 50 mm). Se alege în cazul acestei coloane $H = 250$ mm. Atunci înălţimea părţii cu talere a coloanei va fi:

$$H_T = H(n-1) = 0{,}25(26-1) = 6{,}25 \text{ m},$$

unde n este numărul total al talerelor în coloană.

Se determină viteza vaporilor în coloană după grafic (v. fig. 7-3), ţinînd seama de corecţia pentru talerele cu site.

Se află densitatea medie a vaporilor în coloană.

Densitatea vaporilor care ies din blază-evaporator (considerînd, aproximativ, că aceşti vapori sînt alcătuiţi din toluen pur), este:

$$\rho'_v = \frac{92 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 383} = 2{,}93 \text{ kg/m}^3.$$

* Catalogul NIIHIMMAŞ, *Tipovie kolonnie apparati*, 1957.

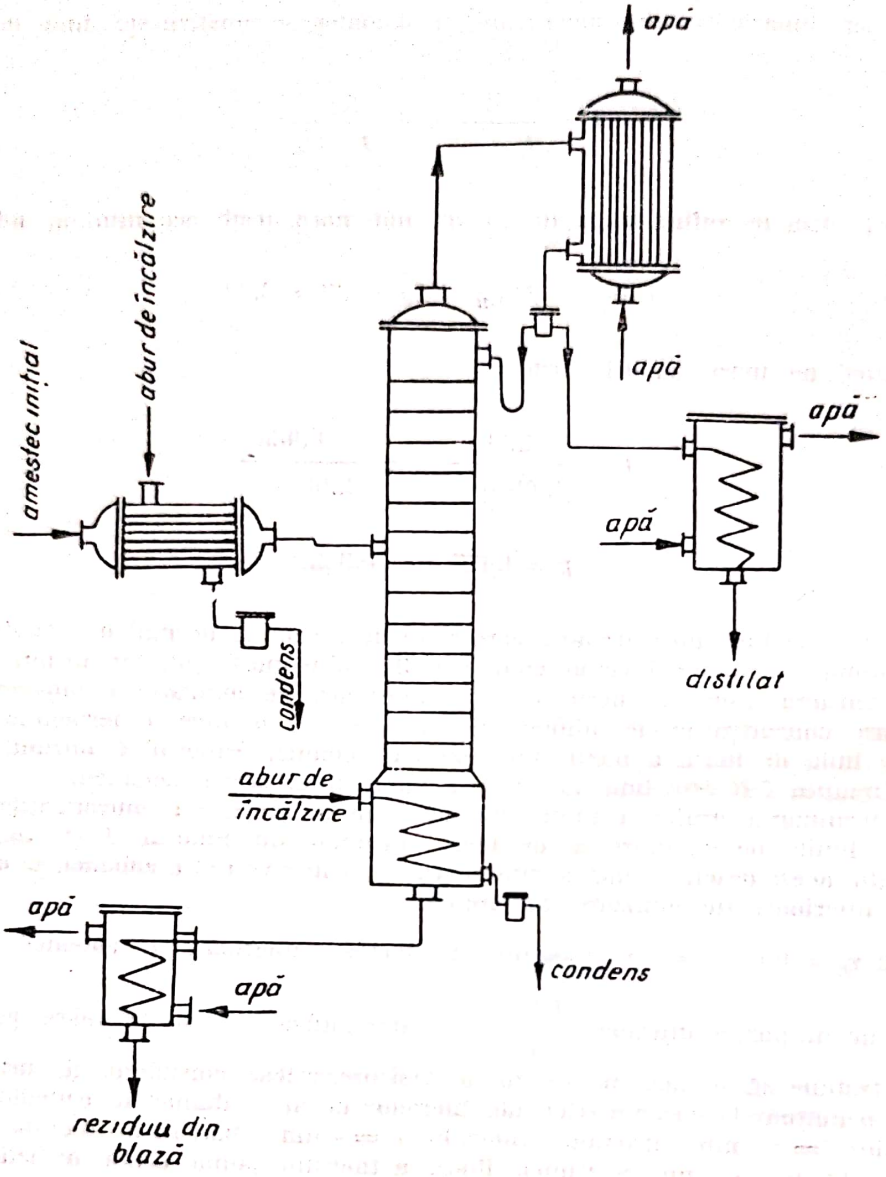


Fig. 7-18. Schema instalaţiei de rectificare.

Aici:

92 este greutatea moleculară a toluenului;

383°K — temperatura de fierbere a toluenului (v. exemplul 4).

Densitatea vaporilor, care intră în deflegmator (admiţînd că aceşti vapori sînt alcătuiţi din benzen pur) este:

$$\rho_v'' = \frac{78 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 353} = 2{,}69 \text{ kg/m}^3.$$

Densitatea medie a vaporilor este:

$$\rho_v = \frac{2{,}93 + 2{,}69}{2} = 2{,}81 \text{ kg/m}^3.$$

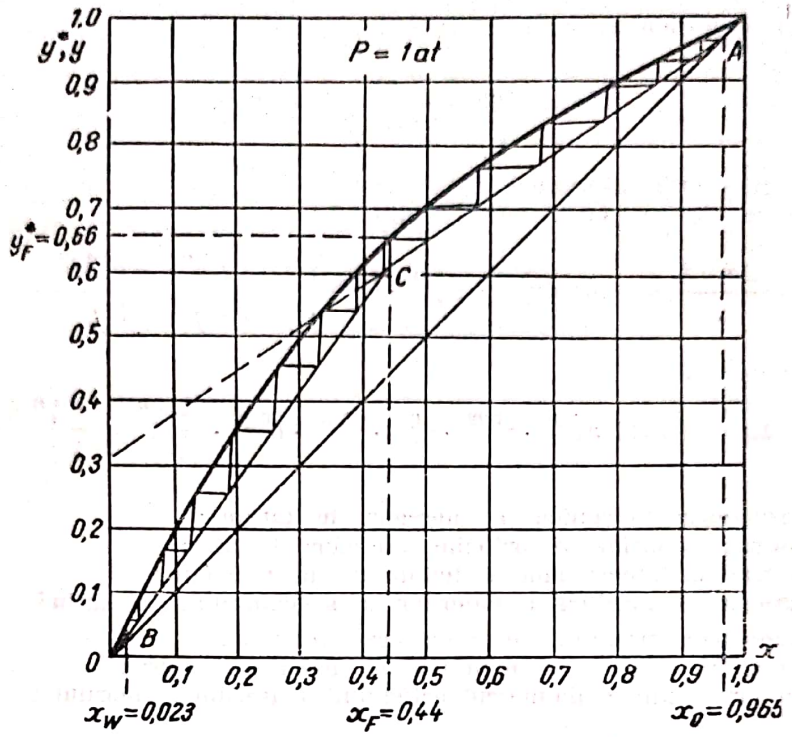


Fig. 7-19. Determinarea numărului treptelor de variaţie a concentraţiei.

Densitatea medie a lichidului în coloană ρ_l se determină ca medie între densitatea toluenului lichid la 110°C ($\rho_l' = 782$ kg/m³) şi a benzenului lichid la 80°C ($\rho_l'' = 815$ kg/m³)*:

$$\rho_l = \frac{782 + 815}{2} = 800 \text{ kg/m}^3.$$

După grafic (v. fig. 7-2) pentru $\frac{\rho_v}{\rho_l} = \frac{2,81}{800} = 0,0035$ şi pentru $H = 0,25$ m se află $w = 0,46$ m/s. Ţinînd seama de coeficientul de corecţie pentru talere cu site, rezultă:

$$w = 1,35 \cdot 0,46 = 0,62 \text{ m/s}.$$

Debitul volum mic de vapori, care trece prin coloană la temperatura medie a ei 0,5(110 + + 80) = 95°C, este:

$$V = \frac{4\,050(2,09 + 1) \cdot 22,4 \cdot 368}{78 \cdot 273 \cdot 3\,600} = 1,35 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Diametrul coloanei este:

$$D = \sqrt{\frac{1,35}{0,785 \cdot 0,62}} = 1,67 \text{ m}.$$

După catalogul NIIHIMMAŞ, *Tipovie kolonnie apparati* 1957 se consideră tipul de coloană cu diametrul cel mai apropiat, egal cu 1,6 m.

* *Teplofiziceskie svoistva veşcestv*. Spravocinik, pod red. N. B. Vargaftika, Gosenergoizdat, 1963.

Viteza reală a vaporilor în coloană va fi:

$$w = 0{,}62\left(\frac{1{,}67}{1{,}6}\right)^2 = 0{,}68 \text{ m/s}.$$

Se calculează rezistenţa hidraulică a talerelor.
Pentru talere cu site se poate folosi ecuaţia *:

$$\frac{\Delta p \cdot h}{\sigma} = 0{,}46 \cdot Fr_0^{0{,}64} \cdot K_\sigma^{0{,}91} \cdot \left(\frac{\gamma_v}{\gamma_l}\right)^{0{,}4} \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^n \cdot \left(\frac{d}{\delta}\right)^{0{,}12},$$

sau în formă dezvoltată:

$$\Delta p = 0{,}0135\, w_0^{1{,}28} \cdot \sigma^{0{,}09} \cdot \gamma_v^{0{,}4} \cdot \gamma_l^{0{,}51} \cdot h^{0{,}18} \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^n \cdot \left(\frac{d}{\delta}\right)^{0{,}12},$$

unde:

Δp este rezistenţa hidraulică a talerelor, în kgf/m²;
w — viteza vaporilor în orificiile talerelor, în m/s;
σ — tensiunea superficială a lichidului, în dyne/cm;
γ_v şi γ_l — greutatea specifică a vaporilor şi a lichidului, în kgf/m³;
h — înălţimea pragului de deversare, în mm;
L/G — raportul greutăţilor debitelor de lichid şi vapori;
d/δ — raportul dintre diametrul orificiului şi grosimea talerului;

$$n = 0{,}135 \text{ pentru } L/G < 5.$$

În cazul de faţă:

$$w_0 = \frac{0{,}68}{0{,}09} = 7{,}56 \text{ m/s};$$

$$\sigma = \frac{18{,}4 + 21{,}3}{2} = 20 \text{ dyne/cm},$$

unde 18,4 şi 21,3 dyne/cm sînt valorile tensiunii superficiale pentru toluen la 110°C şi benzen la 80°C**.

În partea superioară a coloanei raportul debitelor molare de lichid şi vapori este:

$$\left(\frac{L}{G}\right)'_{vîrf} = \frac{R}{R+1} = \frac{2{,}09}{3{,}09} = 0{,}677.$$

Fracţiunea molară medie a benzenului în lichid pentru partea superioară a coloanei (fig. 7-19 este:

$$x_{med} = \frac{0{,}44 + 0{,}965}{2} = 0{,}7,$$

iar în vapori este:

$$y_{med} = \frac{0{,}61 + 0{,}965}{2} = 0{,}79_5$$

---

* A. A. Noskov, V. N. Sokolov, „Him. nauka i prom." nr. 4, 518 (1958).
** *Teplofiziceskie svoistva vescestv.* Spravocinik, pod red. N. B. Vargaftika, Gosenergoizdat, 1963.

Greutatea moleculară medie a lichidului este:

$$M_x = 0{,}7 \cdot 78 + 0{,}3 \cdot 92 = 82{,}2,$$

iar a vaporilor este:

$$M_y = 0{,}79 \cdot 78 + 0{,}21 \cdot 92 = 80{,}9.$$

Raportul debitelor de masă (egal cu raportul debitelor gravimetrice) pentru partea superioară a coloanei este:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{vîrf} = 0{,}677\,\frac{82{,}2}{80{,}9} = 0{,}69.$$

Pentru partea inferioară a coloanei raportul debitelor molare ale lichidului şi vaporilor este:

$$\left(\frac{L}{G}\right)'_{bază} = \frac{R+F}{R+1} = \frac{2{,}09 + 2{,}26}{3{,}09} = 1{,}41,$$

unde:

$$F = \frac{0{,}965 - 0{,}023}{0{,}44 - 0{,}023} = 2{,}26; \qquad \text{[ecuaţia (7-12)]}$$

$$x_{med} = \frac{0{,}023 + 0{,}44}{2} = 0{,}23;$$

$$y_{med} = \frac{0{,}023 + 0{,}61}{2} = 0{,}32;$$

$$M_x = 0{,}23 \cdot 78 + 0{,}77 \cdot 92 = 88{,}8;$$

$$M_y = 0{,}32 \cdot 78 + 0{,}68 \cdot 92 = 87{,}5;$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{bază} = 1{,}41\,\frac{88{,}8}{87{,}5} = 1{,}43.$$

Valoarea medie L/G pentru întreaga coloană este:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{med} = \frac{0{,}69 + 1{,}43}{2} = 1{,}06.$$

Rezistenţa hidraulică a talerelor este:

$$\Delta p = 0{,}0135 \cdot 7{,}56^{1{,}28} \cdot 20^{0{,}09} \cdot 2{,}81^{0{,}4} \cdot 800^{0{,}51} \cdot 40^{0{,}18} \cdot 1{,}06^{0{,}135} \cdot 1^{0{,}1} =$$

$$= 21 \text{ kgf/m}^2 = 206 \text{ N/m}^2.$$

Se verifică dacă înălţimea luată între talere este suficientă, cu expresia $H > 1{,}8\,\frac{\Delta p}{\rho_l \cdot g}$,

$$\frac{1{,}8\,\Delta p}{\rho_l \cdot g} = \frac{1{,}8 \cdot 206}{800 \cdot 9{,}81} = 0{,}0473 \text{ m},$$

ceea ce înseamnă că H, egal cu 0,25 m, luat este mai mic.

Rezistenţa totală pentru toate cele 26 de talere ale coloanei este:

$$\Delta p_c = 26 \cdot 206 = 5\,360 \text{ N/m}^2, \text{ adică } 0{,}055 \text{ at.}$$

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de căldură Q_{blaz} care trebuie transmisă în blaza coloanei, se determină din ecuaţia bilanţului termic al coloanei (fără a ţine seama de pierderile de căldură):

$$Q_{blaz} = Q_{defl} + G_D \cdot c_D \cdot t_D + G_w \cdot c_w \cdot t_w - G_F \cdot c_F \cdot t_F.$$

Cantitatea de căldură, preluată de apă în deflegmator, este:

$$Q_{defl} = G_D(1 + R) \cdot r = \frac{4\,050}{3\,600} 3{,}09 \cdot 394 \cdot 10^3 = 1\,370\,000 \text{ W},$$

$$Q_{defl} = G_D(1 + R) \cdot r = 4\,050 \cdot 3{,}09 \cdot 94 = 1\,175\,000 \text{ kcal/h},$$

unde $r = 394 \cdot 10^3$ J/kg, adică 94 kcal/kgf este căldura latentă de condensare, luată aproximativ pentru benzen pur (v. tabela XXXII):

$$Q_{blaz} = 1\,370\,000 + \frac{4\,050}{3\,600} \cdot 1{,}93 \cdot 10^3 \cdot 80 +$$

$$+ \frac{5\,950}{3\,600} \cdot 1{,}89 \cdot 10^3 \cdot 110 - \frac{10\,000}{3\,600} \cdot 1{,}91 \cdot 10^3 \cdot 94 = 1\,389\,000 \text{ W},$$

$$Q_{blaz} = 1\,175\,000 + 4\,050 \cdot 0{,}46 \cdot 80 + 5\,950 \cdot 0{,}45 \cdot 110 - 10\,000 \cdot 0{,}455 \cdot 94 =$$

$$= 1\,191\,000 \text{ kcal/h},$$

unde:

94°C este temperatura amestecului introdus în coloană (v. fig. 7-8);

$1{,}93 \cdot 10^3$ J/(kg grad), adică 0,46 kcal/(kgf grad) şi $1{,}89 \cdot 10^3$ J/(kg grad), adică 0,45 kcal/(kgf grad), sînt căldurile specifice ale benzenului şi toluenului la temperaturile corespunzătoare (după nomograma fig. XI).

Consumul de căldură pentru preîncălzirea amestecului iniţial în preîncălzitor, înaintea coloanei de rectificare, este:

$$Q_{pr} = \frac{10\,000}{3\,600} \cdot 1{,}91 \cdot 10^3 (94 - 20) = 392\,000 \text{ W}.$$

$$Q_{pr} = 10\,000 \cdot 0{,}455(94 - 20) = 337\,000 \text{ kcal/h}.$$

Consumul total de căldură va fi:

$$Q = 1\,389\,000 + 392\,000 = 1\,781\,000 \text{ W},$$

$$Q = 1\,191\,000 + 337\,000 = 1\,528\,000 \text{ kcal/h}.$$

Consumul de abur pentru încălzire ($p = 3$ at) cu conţinut de umiditate (5%) şi pierderi de căldură în instalaţie (5%) este:

$$G_{abur} = \frac{1\,781\,000 \cdot 1{,}05}{2\,140 \cdot 10^3 \cdot 0{,}95} = 0{,}92 \text{ kg/s} = 3\,310 \text{ kg/h}.$$

$$G_{abur} = \frac{1\,528\,000 \cdot 1{,}05}{511 \cdot 0{,}95} = 3\,310 \text{ kgf/h},$$

unde $2\,140 \cdot 10^3$ J/kg, adică 511 kcal/kgf, este căldura latentă de condensare a aburului de încălzire.

Scanned with OKEN Scanner

Debitul de apă în deflegmator la încălzirea ei cu 20 grade este:

$$G'_a = \frac{1\,370\,000}{4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 20} = 16{,}35 \text{ kg/s} = 58\,800 \text{ kg/h}.$$

$$G'_a = \frac{1\,175\,000}{1 \cdot 20} = 58\,800 \text{ kgf/h}.$$

Debitul de apă în răcitorul pentru distilat este:

$$G''_a = \frac{4\,050 \cdot 1{,}93 \cdot 10^3\,(80 - 30)}{4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 20} = 4\,660 \text{ kg/h}.$$

$$G''_a = \frac{4\,050 \cdot 0{,}46\,(80 - 30)}{1 \cdot 20} = 4\,660 \text{ kgf/h}.$$

Debitul de apă în răcitorul pentru reziduul din blază este:

$$G'''_a = \frac{5\,950 \cdot 1{,}89 \cdot 10^3(110 - 30)}{4{,}19 \cdot 10^3 \cdot 20} = 10\,700 \text{ kg/h}.$$

$$G'''_a = \frac{5\,950 \cdot 0{,}45(110 - 30)}{1 \cdot 20} = 10\,700 \text{ kgf/h}.$$

Consumul total de apă va fi:

$$G_a = 58\,800 + 4\,660 + 10\,700 = 74\,160 \text{ kg/h}$$

sau:

$$V_a = 74 \text{ m}^3\text{/h}.$$

Capitolul VIII

ADSORBȚIA

FORMULE DE CALCUL

1. În procesul adsorbției, limita de adsorbție o constituie, pentru fiecare substanță adsorbită, echilibrul dintre concentrația de adsorbent (așa-numita activitate statică) a și presiunea parțială p (sau concentrația $\bar{C}_y$) a substanței adsorbite în amestecul vapori-gaz.

Curba de echilibru la temperatură constantă $a^* = f(p)$ se numește izotermă de adsorbție (fig. 8-1). Ea servește pentru caracterizarea staticii procesului.

După cum se vede din figura 8-1, la presiuni parțiale relativ ridicate p, concentrația substanței adsorbite a^* se apropie de valoarea constantă a_∞, caracterizînd starea de saturație a adsorbentului la temperatura dată.

Între concentrația $\bar{C}_y$ a substanței adsorbite, din amestecul gazos, și presiunea sa parțială p, după ecuația lui Clapeyron există proporționalitatea

$$\bar{C}_y = \frac{p}{RT} \qquad [\text{kg/m}^3]. \tag{8-1}$$

2. Cea mai completă ecuație a izotermei de adsorbție, care ia în considerație structura adsorbenților, este ecuația lui Dubinin, obținută pe baza teoriei potențiale a adsorbției:

a) pentru cărbuni cu pori fini cu $r < 25 \div 60$ Å:

$$a = \frac{W_0}{V} e^{-B\frac{T^2}{\beta^2}\left(\lg\frac{p_s}{p}\right)^2}; \tag{8-2}$$

---

* M. M. Dubinin i dr. „DAN SSSR", 65, 295 (1949); 72, 319 (1950); 79, 451 (1951).

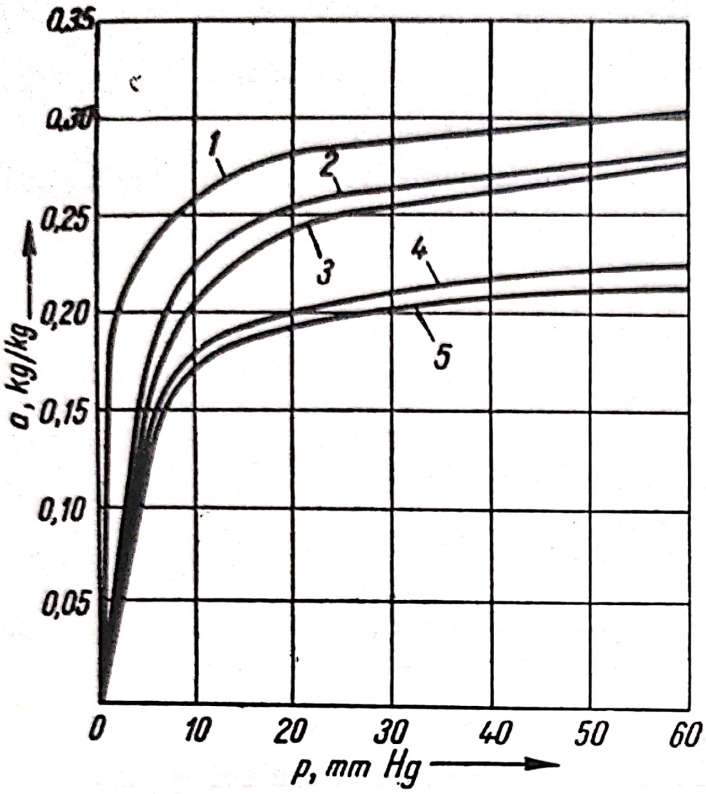


Fig. 8-1. Izotermele de adsorbţie.
1 — benzen la 20°C; *2* — alcool etilic la 20°C; *3* — alcool etilic la 25°C; *4* — alcool etilic (70%) + eter etilic (30%); *5* — eter etilic la 20°C.

b) pentru cărbuni cu pori mari cu $r > 700 \div 800$ Å:

$$a = \frac{W_0}{V} e^{-A\frac{T}{\beta}\left(\lg\frac{p_s}{p}\right)}, \qquad (8\text{-}3)$$

unde:

a este cantitatea adsorbită mmoli/g;
W_0, B şi A — constante care caracterizează adsorbentul;
V — volumul molar al substanţei adsorbite în stare lichidă;
T — temperatura absolută;
β[1)] — coeficient de afinitate a vaporilor adsorbitului în raport cu substanţa standard;
$\frac{p_s}{p}$ — raportul dintre presiunea vaporilor saturaţi ai componentului adsorbit şi presiunea sa parţială.

3. În conformitate cu teoria lui Eucken-Polany, avînd izoterma de adsorbţie a vaporilor standard la temperatura T_1, se poate calcula izoterma de adsorbţie a altor vapori la temperatura T_2.

Pentru calculul ordonatei serveşte formula:

$$a_2^* = \frac{a_1^* V_1}{V_2}, \qquad (8\text{-}4)$$

[1] Se numesc afine curbele ale căror ordonate se găsesc într-un raport constant, egal cu coeficientul de afinitate.

unde:

a_1^* este ordonata izotermei substanței standard, de obicei benzen, în kg/kg;
a_2^* — ordonata izotermei căutate, în kg/kg;
V_1 și V_2 — volumele molare (în stare lichidă) ale substanței standard și ale substanței cercetate, în m^3.

Volumele molare se calculează după formula:

$$V = \frac{M}{\rho}, \tag{8-5}$$

unde:

M este greutatea moleculară, în kg/kmol;
ρ — densitatea lichidului, în kg/m^3.

Abscisele se calculează după formula:

$$\lg p_2 = \lg p_{S-2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{S-1}}{p_1}, \tag{8-6}$$

unde:

p_1 și p_2 sînt presiunile parțiale ale substanței standard și ale substanței cercetate, în mm Hg;
p_{S-1} — presiunea vaporilor saturați ai substanței standard, la temperatura absolută T_1, în mm Hg;
p_{S-2} — presiunea vaporilor saturați ai substanței cercetate la temperatura absolută T_2, în mm Hg;
β — coeficientul de afinitate, egal cu raportul volumelor molare:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1}. \tag{8-7}$$

Tabela 8-1

Substanța	β	Substanța	β
Alcool metilic	0,40	Acid acetic	0,97
Bromură de metil	0,57	Benzen	1,00
Alcool etilic	0,61	Ciclohexan	1,03
Acid formic	0,61	Tetraclorură de carbon	1,05
Sulfură de carbon	0,70	Eter etilic	1,09
Clorură de etil	0,76	*n*-Pentan	1,12
Propan	0,78	Toluen	1,25
Cloroform	0,86	Cloropicrină	1,28
Acetonă	0,88	*n*-Hexan	1,35
n-Butan	0,90	*n*-Heptan	1,59

Scanned with OKEN Scanner

În tabela 8-1 sînt daţi coeficienţii de afinitate pentru o serie de substanţe. Ca substanţă standard se consideră benzenul.

Pentru calculul punctelor izotermei vaporilor cercetaţi, se fixează pe curba substanţei standard coordonatele p_1 şi a_1, iar valorile p_1, p_2, p_{S-1}, p_{S-2} se obţin din tabelele de presiune ale vaporilor saturaţi.

Aşa-numita activitate dinamică a adsorbentului este dată de relaţia:

$$\frac{a_D}{a^*} \leqslant 0{,}85 \div 0{,}95. \qquad (8\text{-}8)$$

4. Căldura de adsorbţie este constituită din căldura de condensare şi căldura de umectare. Practic se poate considera că valoarea căldurii de adsorbţie a substanţelor organice nu depinde de temperatură. Dependenţa dintre căldura de adsorbţie şi cantitatea de vapori adsorbiţi (pentru substanţe, marcate cu asterisc în tabela LI), este dată de formulele:

$$q_a = ma^n \qquad [\text{J/kg cărbune}]; \qquad (8\text{-}9)$$

$$q_a = m'a^n, \qquad [\text{kcal/kg cărbune}], \qquad (8\text{-}9\text{ a})$$

în care:

a este cantitatea de vapori adsorbiţi, în l/kg cărbune (sau în l/kgf cărbune);

m', m şi n — constante, ale căror valori sînt indicate în tabela 8-2.

Tabela 8-2

Substanţa	Formula	n	m	m'
Benzen	C_6H_6	0,959	3,24	0,774
Bromură de etil	C_2H_5Br	0,900	3,77	0,900
Iodură de etil	C_2H_5I	0,956	3,10	0,737
Alcool etilic	CH_3OH	0,938	3,11	0,742
Sulfură de carbon	CS_2	0,9205	3,15	0,7525
Clorură de etil	C_2H_5Cl	0,915	3,06	0,7385
Cloroform	$CHCl_3$	0,935	3,47	0,8285
Tetraclorură de carbon	CCl_4	0,930	3,74	0,893
Alcool etilic	C_2H_5OH	0,928	3,65	0,871
Eter etilic	$(C_2H_5)_2O$	0,9215	3,84	0,917
Formiat de etil	$HCOOC_2H_5$	0,9075	3,96	0,944

Pentru adsorbţia vaporilor de apă pe cărbune:

Temperatura, °C	—15	+10	40	80	128	187
Căldura de adsorbţie q						
10^{-3} J/kmol	46 500	41 900	39 000	34 800	30 900	21 800
kcal/kmol	11 100	10 000	9 300	8 300	7 200	5 200

Scanned with OKEN Scanner

Dacă lipsesc date experimentale, căldura de adsorbție (raportată la 1 mol de gaz) se calculează dintr-o formulă aproximativă, analogă cu legea lui Trouton:

$$\frac{q}{\sqrt{T_k}} = const., \qquad (8\text{-}10)$$

unde:

q este căldura de adsorbție, în J/kmol gaz sau în cal/mol gaz;
T_k — temperatura de fierbere a substanței adsorbite la presiunea atmosferică, în °K.

Constanta depinde de natura adsorbentului; de exemplu, pentru cărbune activ ea este egală cu 2 180 (sau ~ 520 pentru q, exprimat în cal/mol).

Căldura de adsorbție se poate calcula și după formula:

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \quad [\text{J/kmol}]; \qquad (8\text{-}11)$$

$$q' = \frac{10{,}54 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \quad [\text{kcal/kmol}], \qquad (8\text{-}11\text{ a})$$

unde: p_1, p_2 reprezintă presiunea de echilibru a substanței adsorbite în prezența adsorbentului, la temperaturile T_1 și T_2, exprimate în °K.

5. Procesul de adsorbție în condiții dinamice se poate caracteriza printr-o ecuație cinetică, după care viteza de adsorbție (sau cantitatea de substanță care se adsoarbe în unitatea de timp și în unitatea de volum de adsorbent) este direct proporțională cu coeficientul de transfer de masă și forța motrice a procesului:

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y (\bar{C} - \bar{C}^*), \qquad (8\text{-}12)$$

unde:

$\bar{C}$ este concentrația substanței adsorbite în amestecul vapori-gaz, în kg/m³ gaz inert sau în kg/kg gaz inert;
$\bar{C}^*$ — concentrația substanței adsorbite în amestecul vapori-gaz în echilibrul de adsorbție în unitatea de volum a adsorbentului, în kg/m³ gaz inert sau în kg/kg gaz inert;
β_y — coeficientul cinetic (coeficientul de transfer de masă), având dimensiunea:

$$\left[\frac{\text{kg substanță}}{\text{m}^3 \text{ sorbent. s.} \frac{\text{kg substanță}}{\text{m}^3 \text{ gaz inert}}}\right] = \left[\frac{1}{\text{s}}\right].$$

Pentru calcule orientative ale coeficientului de transfer de masă β_y se utilizează ecuația:

$$Nu' = 1{,}6\ Re^{0{,}54}, \tag{8-13}$$

unde:

$$Nu' = \frac{\beta_y d^2}{D}; \quad Re = \frac{wd}{\nu};$$

d este diametrul mediu al particulelor adsorbantului, în m;
D — coeficientul de difuziune a substanței adsorbite în gaz la temperatura procesului, în m^2/s;
w — viteza curentului amestecului gaz-vapori, calculată la secțiunea liberă a aparatului, în m/s;
ν — coeficientul viscozității cinematice a amestecului vapori-gaz, în m^2/s.

La calcul, ecuația (8-13) are forma:

$$\beta_y = 1{,}6\ \frac{Dw^{0{,}54}}{\nu^{0{,}54} d^{1{,}46}}. \tag{8-13 a}$$

6. Procesul de adsorbție în condiții dinamice se poate de asemenea caracteriza prin timpul scurs de la începutul trecerii amestecului gaz-vapori peste stratul de adsorbent pînă în momentul străpungerii, cînd apare substanța adsorbită peste stratul de adsorbent. Acest interval de timp se numește timp de acțiune protectoare a stratului de adsorbent și se determină din ecuația lui Șilov:

$$\tau = KH - \tau_0, \tag{8-14}$$

unde:

τ este timpul acțiunii protectoare, în s;
K — coeficientul acțiunii protectoare a stratului, în s/m;
H — înălțimea stratului de sorbent, în m;
τ_0 — coeficientul cinetic, sau pierderea de timp a acțiunii protectoare a stratului, în s.

Coeficientul acțiunii protectoare a stratului se poate calcula după formula:

$$K = \frac{a_D}{w\bar{C}_0}, \tag{8-15}$$

unde:

a_D reprezintă activitatea dinamică a adsorbentului, în kg/m^3 adsorbent;
w — viteza amestecului vapori-gaz, raportată la întreaga secțiune a aparatului, în m/s;
$\bar{C}_0$ — concentrația inițială a substanței adsorbite în amestecul vapori-gaz, în kg/m^3 gaz inert.

Scanned with OKEN Scanner

7. Pentru unul și același adsorbent și substanță adsorbită, la concentrație și temperatură a amestecului vapori-gaz constantă, se pot folosi următoarele relații, care dau așa-numitele caracteristici dinamice B_1 și B_2:

$$B_1 = K_1 w_1 = K_2 w_2 = \frac{a}{\bar{C}_0} = const.; \tag{8-16}$$

$$B_2 = \frac{\tau_{0-1}\sqrt{w_1}}{d_{p-1}} = \frac{\tau_{0-2}\sqrt{w_2}}{d_{p-2}} = const., \tag{8-17}$$

unde:

K este coeficientul acțiunii protectoare a stratului, în s/m;
w — viteza curentului vapori-gaz, în m/s;
τ_0 — pierderea de timp a acțiunii protectoare a stratului, în s;
d_p — diametrul mediu al particulelor de sorbent, în m.

8. Durata adsorbției în procese neperiodice se obține prin rezolvarea sistemului, compus din ecuația bilanțului substanței adsorbite, ecuația cinetică a sorbției și a izotermei de adsorbție.

Izoterma de adsorbție se împarte în trei părți: prima, caracterizată prin raportul $\frac{p}{p_s} < 0{,}17$ (față de benzen), a doua, $\frac{p}{p_s} \approx 0{,}7 \div 0{,}5$, și a treia, $p/p_s > 0{,}5$.

La determinarea duratei procesului din izoterma de adsorbție și concentrația inițială a amestecului vapori-gaz cercetat, $\bar{C}_0$, se găsește a_0^* și se stabilește în care domeniu al izotermei se raportează valoarea $\bar{C}_0^*$. Apoi se calculează coeficientul de transfer de masă β_y din formula (8-18).

În dependență de poziția mărimii $\bar{C}_0$ pe izotermă se aplică una din următoarele trei metode de determinare a duratei de adsorbție [8-3].

a) Pentru primul domeniu, unde izoterma de adsorbție se consideră liniară și aproximativ urmează legea lui Henry, se utilizează formula:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{w\bar{C}_0}}\sqrt{H} - b\sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_y \bar{C}_0}}, \tag{8-18}$$

unde:

τ este durata adsorbției, în s;
w — viteza curentului vapori-gaz, raportată la întreaga secțiune a aparatului, în m/s;
H — înălțimea stratului de cărbune activ, în m;
$\bar{C}_0$ — concentrația inițială a substanței adsorbite în curentul vapori-gaz, în kg/m³;
a_0^* — cantitatea de substanță adsorbită, în echilibru cu concentrația curentului C_0, în kg/m³, stabilită după izoterma de adsorbție, în kg/kg, și înmulțită cu densitatea în vrac a cărbunelui, în kg/m³;
β_y — coeficientul de transfer de masă, în l/s.

Scanned with OKEN Scanner

Valoarea coeficientului b se determină pentru o serie de valori $\bar{C}/\bar{C}_0$ din tabela 8-3 ($\bar{C}$ — conținutul substanței adsorbite în curentul gazos, care iese din adsorber, în kg/m³).

b) Pentru al doilea domeniu al izotermei de adsorbție se utilizează ecuația:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w\bar{C}_0}\left\{H - \frac{w}{\beta_y}\left[\frac{1}{P}\ln\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right) + \ln\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right]\right\}, \qquad (8\text{-}19)$$

în care:

$$P = \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}^*};$$

$\bar{C}^*$ este conținutul de substanță în curentul gazos, în echilibru cu jumătatea din cantitatea maxim adsorbită a_∞ pentru adsorbentul dat, adică în echilibru $a_\infty/2$, în kg/m³.

Tabela 8-3

$\frac{\bar{C}}{\bar{C}_0}$	b	$\frac{\bar{C}}{\bar{C}_0}$	b	$\frac{\bar{C}}{\bar{C}_0}$	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	−0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	−0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	−0,68
0,05	1,19	0,5	0,07		
0,1	0,94	0,6	−0,10		

c) Pentru al treilea domeniu al izotermei de adsorbție:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w\bar{C}_0}\left[H - \frac{w}{\beta_y}\left(\ln\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right)\right]. \qquad (8\text{-}20)$$

9. Procesul continuu de adsorbție se efectuează în coloane de adsorbție cu deplasarea stratului de adsorbant* de sus în jos, în timp ce amestecul vapori-gaz se trimite de jos în sus (în contracurent). Prin calcule se obține viteza de mișcare u și înălțimea stratului de adsorbant H_0.

Viteza de mișcare u a stratului se calculează după formula:

$$u = \frac{1}{K} = \frac{\bar{C}_0 w}{a_D}, \qquad (8\text{-}21)$$

unde:

w este viteza curentului gazos, raportată la întreaga secțiune a aparatului;
K — coeficientul acțiunii protectoare a stratului;
a_D — activitatea dinamică a adsorbentului.

* Hipersorbție sau strat curgător.

Înălţimea stratului de adsorbent se calculează după formula:

$$H_0 = \frac{V_g}{S\beta_y} \int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*} = h_e m, \qquad (8\text{-}22)$$

unde:

V_g este volumul amestecului gazos care trece prin adsorber, în m^3/s;
S — suprafaţa secţiunii transversale a stratului, în m^2;
β_y — coeficientul de transfer de masă, în $kg/(m^2 \cdot s \cdot kg/m^3)$, adică m/s;
$\bar{C}_0$ — concentraţia amestecului vapori-gaz la intrarea în adsorber, în kg/m^3;
$\bar{C}_1$ — concentraţia amestecului vapori-gaz la ieşirea din adsorber, în kg/m^3;
$\bar{C}^*$ — concentraţia de echilibru a substanţei adsorbite în amestecul vapori-gaz conform izotermei, în kg/m^3.

Diferenţa concentraţiilor $\bar{C} - \bar{C}^*$ determină forţa motrice a procesului. Ca exemplu pentru astfel de diferenţă poate servi segmentul DE pe figura 8-2, la care abscisa punctului D este egală cu $\bar{C}$, iar a punctului $E - \bar{C}^*$. Raportul $\frac{V_g}{S\beta_y}$ reprezinta înălţimea stratului de adsorbant, corespunzător unei unităţi de transport, şi se notează h_e, iar integrala $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ reprezintă numărul de unităţi de transport notat cu m. Calculul lui h_e nu prezintă dificultăţi. Pentru determinarea lui H_0 trebuie stabilită valoarea integralei $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$. Ea se calculează grafic.

Presupunînd datele $\bar{C}_0$, a_0^*, $\bar{C}_1$ şi a_1^*, se fixează pe diagrama izotermei de adsorbţie toate aceste puncte şi, unindu-le printr-o dreaptă, se obţine linia de funcţionare AK. Apoi se construieşte curba în coordonatele $\bar{C} - \frac{1}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ (un calcul asemănător este arătat la p. 449).

În locul unei astfel de determinări a integralei $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ se poate utiliza o metodă grafică mai simplă. Începînd din punctul A (fig. 8-2), pe linia de lucru (punctul corespunzător intrării amestecului vapori-gaz în adsorber) se construieşte între curbă şi această linie treptele de variaţie a concentraţiei pînă în punctul K (punctul corespunzător ieşirii amestecului vapori-gaz din adsorber).

Numărul de unităţi de transfer corespunzător unei trepte se notează prin m_0. Dacă numărul de trepte este egal cu n şi toate sînt egale, atunci $m = m_0 n$ şi înălţimea stratului este:

$$H_0 = h_e m = h_e m_0 n. \qquad (8\text{-}23)$$

Scanned with OKEN Scanner

Acest caz este posibil numai pe porțiunea liniară a izotermei. În cazul general, formula se prezintă sub forma următoare:

$$H_0 = h_e(m_0' + m_0'' + \ldots + m_0^n) = h_e \sum_1^n m_0. \tag{8-24}$$

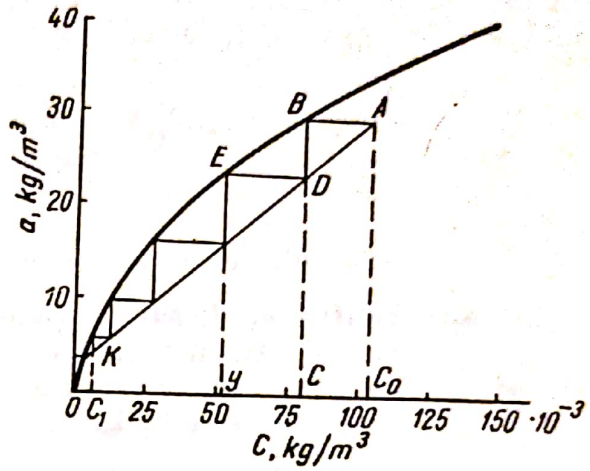


Fig. 8-2. Determinarea numărului de trepte de variație a concentrației.

Pentru fiecare treaptă de variație a concentrației, numărul unităților de transfer m_0 se calculează separat după formula:

$$m_0 = \frac{\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin}}{\dfrac{(\bar{C}_{in} - \bar{C}^*_{in}) + (\bar{C}_{fin} - \bar{C}^*_{fin})}{2}} = \frac{2(\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin})}{\bar{C}_{in} - \bar{C}^*_{fin}}, \tag{8-25}$$

unde:

$\bar{C}_{in}$ este concentrația amestecului gaz-vapori la intrarea pe treaptă, de exemplu abscisa punctului A;

$\bar{C}_{fin}$ — concentrația la ieșirea de pe treaptă a amestecului gaz-vapori, de exemplu abscisa punctului D;

$\bar{C}^*_{in}$ — concentrația la echilibru, de exemplu abscisa punctului B, deci $\bar{C}_{fin} = \bar{C}^*_{in}$;

$\bar{C}^*_{fin}$ — concentrația de echilibru, de exemplu abscisa punctului E.

Pe porțiunea liniară a izotermei, pentru determinarea înălțimii stratului se poate folosi și formula:

$$H_0 = \frac{G}{S\beta_y \Delta\bar{C}_m}. \tag{8-26}$$

Aici:

G este cantitatea de substanță adsorbită în unitate de timp;

$\Delta\bar{C}_m$ — forța motoare medie de adsorbție, care se calculează ca medie logaritmică;

$$\Delta\bar{C}_m = \frac{\Delta\bar{C}_0 - \Delta\bar{C}_1}{\ln \dfrac{\Delta\bar{C}_0}{\Delta\bar{C}_1}}, \tag{8-27}$$

unde:

$\Delta\bar{C}_0$ este forţa motoare maximă la un capăt al stratului $(\bar{C}_0 - \bar{C}_0^*)$;
$\Delta\bar{C}_1$ — forţa motoare minimă la celălalt capăt al stratului $(\bar{C}_1 - \bar{C}_1^*)$.

Forţa motoare a procesului se poate exprima prin cantitatea de substanţă adsorbită care se găseşte în adsorbent:

$$\Delta\bar{C}_m = \frac{a}{\ln \frac{a^*}{a^* - a}}, \tag{8-28}$$

unde:

a este cantitatea de substanţă adsorbită în adsorbent în momentul considerat, în kg/m³ sau în kg/kg;
a^* — cantitatea de substanţă adsorbită în adsorbent la echilibru, în kg/m³ sau în kg/kg.

10. O importanţă practică mare o are efectuarea procesului de adsorbţie în strat fluidizat.

Ecuaţia lui Şilov (8-14) pentru stratul fluidizat de sorbent este:

$$\tau = KH, \tag{8-29}$$

unde:

τ este timpul acţiunii protectoare, în s;
K — coeficientul acţiunii protectoare, în s/m;
H — înălţimea de adsorbent, în m.

Cantitatea de substanţă adsorbită în timpul τ se obţine din ecuaţia transferului de masă:

$$G_a = \beta_y f \Delta\bar{C}_m \tau, \tag{8-30}$$

unde:

G_a este cantitatea de substanţă adsorbită, în kg;
β_y — coeficientul de transfer de masă, în m/s;
f — suprafaţa transversală a adsorberului ocupată cu granule de sorbent, în m²;
$\Delta\bar{C}_m$ — forţa motoare medie a procesului, în kg/m³;
τ — durata adsorbţiei, în s.

Utilizînd date experimentale pentru calculul cineticii procesului şi date asupra activităţii dinamice a sorbentului, se pot calcula dimensiunile principale ale adsorbentului, cantitatea de sorbent şi durata procesului.

Scanned with OKEN Scanner

EXEMPLE

Exemplul 1. Să se determine cantitatea de cărbune activ necesară, înălțimea stratului de adsorbent și diametrul unui adsorber cu funcționare periodică pentru adsorbția vaporilor de benzină în amestec cu aer. Debitul amestecului vapori-aer este de 3 450 m³/h. Concentrația inițială a benzinei $\bar{C}_0 = 0{,}02$ kg/m³.

Viteza amestecului vapori-aer $w = 0{,}23$ m/s, raportată la întreaga secțiune a aparatului; activitatea dinamică a cărbunelui față de benzină este de 7% masă, activitatea reziduală după desorbție de 0,8% masă, densitatea în vrac a cărbunelui $\rho_{vrac} = 500$ kg/m³.

Durata desorbției, uscării și răcirii adsorbentului este de 1,45 ore.

Rezolvare. La adsorbția benzinei, pentru timpul de 1,45 ore este necesară cantitatea de adsorbent:

$$G_{ad} = \frac{3\,450 \cdot 1{,}45 \cdot 0{,}02}{0{,}07 - 0{,}008} = 1\,613 \text{ kg}.$$

La viteza dată a amestecului vapori-aer de 0,23 m/s și debitu lde 3 450 m³/h diametrul adsorbentului trebuie să fie:

$$D_a = \sqrt{\frac{3\,450}{3\,600 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}23}} = 2{,}3 \text{ m}.$$

Înălțimea stratului de adsorbent este:

$$H = \frac{1\,613}{500 \cdot 0{,}785 \cdot 2{,}3^2} \approx 0{,}8 \text{ m}.$$

Exemplul 2. Din date experimentale, durata adsorbției vaporilor de cloropicrină ($\bar{C}_0 = 6{,}6$ g/m³) de către un strat de cărbune activ cu înălțimea $H = 0{,}05$ m și secțiunea $S = 0{,}01$ m² la viteza volumetrică $V = 0{,}03$ m³/min este $\tau = 336$ min. După izoterma cloropicrinei, activitatea cărbunelui este $a^* = 222$ kg/m³. Diametrul particulelor de cărbune este $d_p = 1{,}5$ mm. Să se determine:

a) coeficientul acțiunii protectoare a stratului, K;
b) pierderea de timp a acțiunii protectoare, τ_0;
c) mărimea caracteristicilor dinamice B_1 și B_2.

Rezolvare. După formula (8-15):

$$K = \frac{a_D}{w\bar{C}_0}.$$

Mărimile a_D și $\bar{C}_0$ sînt date, iar viteza liniară a vaporilor se calculează cu ajutorul vitezei volumetrice și a secțiunii transversale a adsorberului:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{0{,}03}{0{,}01} = 3 \text{ m/min.}$$

Așadar:

$$a_D = 0{,}85 \; a^* = 0{,}85 \cdot 222 = 189 \text{ kg/m}^3.$$

După înlocuire se obține:

$$K = \frac{189}{3 \cdot 0{,}0066} = 9\,550 \text{ min/m} \approx 160 \text{ h/m.}$$

Pierderea de timp a acțiunii protectoare se obține conform ecuației (8-14):

$$\tau_0 = KH - \tau = 9\,550 \cdot 0{,}05 - 336 = 142 \text{ min.}$$

Coeficientul dinamic B_1 se determină după formula (8-16): $B_1 = Kw = 9\,550 \cdot 3 = 28\,700$.

Coeficientul dinamic B_2 se determină după formula (8-17):

$$B_2 = \frac{\tau_0 \sqrt{w}}{d_p} = \frac{142 \sqrt{3}}{0{,}0015} = 164\,000.$$

Exemplul 3. Dacă în condițiile exemplului anterior viteza curentului amestecului vapori-aer va fi $w' = 6$ m/min, cum se va modifica:

a) coeficientul acțiunii protectoare a stratului;

b) pierderea de timp a acțiunii protectoare;

c) durata de adsorbție pentru un strat cu înălțimea $H' = 0{,}1$ m.

Rezolvare. Deoarece coeficientul B_1 este o mărime constantă, rezultă:

$$K' = \frac{Kw}{w'} = \frac{B_1}{w'} = \frac{28\,700}{6} = 4\,770 \text{ min/m.}$$

Din formula pentru coeficientul B_2 se determină:

$$\tau_0' = \frac{B_2 d_P}{\sqrt{w'}} = \frac{164\,000 \cdot 0{,}0015}{\sqrt{6}} \approx 100 \text{ min.}$$

Durata adsorbției se determină din ecuația lui Șilov:

$$\tau' = K'H' - \tau_0' = 4\,770 \cdot 0{,}1 - 100 = 377 \text{ min.}$$

Exemplul 4. Printr-un adsorber cu funcționare periodică, într-o perioadă trec 2 000 m³ amestec vapori-aer cu concentrația în eter etilic $\bar{C}_0 = 0{,}006$ kg/m³. Temperatura procesului este de 20°C, presiunea este cea atmosferică, viteza

Scanned with OKEN Scanner

curentului amestecului vapori-aer $w = 13$ m/min, concentrația amestecului după ieșirea din adsorber $\bar{C} = 3 \cdot 10^{-5}$ kg/m³. În calitate de adsorbant se folosește cărbunele activ cu $d_p = 0{,}004$ m și masa specifică în vrac de 500 kg/m³. Înălțimea stratului de cărbune $H = 0{,}7$ m.

După izoterma benzenului la 20°C folosind același cărbune, să se construiască izoterma de adsorbție a eterului etilic în aer la 20°C. Utilizînd această izotermă, să se determine cantitatea de cărbune activ, necesară pentru o încărcătură, diametrul adsorberului și durata adsorbției pînă la străpungere.

Rezolvare. Abscisele și ordonatele punctelor izotermei eterului etilic se calculează după formulele (8-4) și (8-6):

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2};$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s-2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s-1}}{p_1},$$

unde:

a_1^* și a_2^* sînt concentrațiile benzenului și ale eterului etilic, adsorbite, în kg/kg;

V_1 și V_2 — volumele molare de benzen și eter etilic în stare lichidă, în m³;

p_1 și p_2 — presiunile parțiale ale vaporilor de benzen și eter etilic, în mm Hg;

p_{s-1} și p_{s-2} — presiunile vaporilor saturați de benzen și eter etilic la 20°C, în mm Hg;

T_1 și T_2 — temperatura absolută a benzenului și eterului etilic la absorbție (în cazul dat $T_1 = T_2 = 293$°K);

β — coeficientul de afinitate.

Volumul molar al benzenului este:

$$V_1 = \frac{M_1}{\rho_1} = \frac{78 \cdot 1}{879} = 0{,}0887 \text{ m}^3/\text{kmol}.$$

Volumul molar al eterului etilic este:

$$V_2 = \frac{M_2}{\rho_2} = 74 \frac{1}{714} = 0{,}1036 \text{ m}^3/\text{kmol}.$$

Coeficientul de afinitate este:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} = \frac{0{,}1036}{0{,}0887} = 1{,}17.$$

Pe izoterma benzenului (fig. 8-1) se aleg o serie de puncte.

Scanned with OKEN Scanner

Primul punct: $a_1^* = 0{,}25$ kg/kg, $p_1 = 8$ mm Hg. Se calculează coordonatele punctului respectiv pe izoterma eterului etilic:

$$a_1^* = \frac{0{,}25}{78} \text{ kmol/kg};$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0{,}25}{78} \cdot \frac{0{,}0887}{0{,}1036} = 0{,}0027 \text{ kmol/kg} = 0{,}0027 \cdot 74 \text{ kg/kg} = 0{,}20 \text{ kg/kg};$$

$$\lg p_2 = \lg 422 - 1{,}17 \frac{293}{293} \lg \frac{75}{8} = 1{,}50822;$$

$$p_2 = 32{,}2 \text{ mm Hg}.$$

Prin această metodă se calculează ordonatele și abscisele celorlalte puncte, iar datele obținute se trec în tabela 8-4.

Tabela 8-4

Izoterma benzenului		Izoterma eterului etilic	
a_1^*, în kg/kg	p_1, în mm Hg	a_2^*, în kg/kg	p_2, în mm Hg
0,15	1	0,12	2,8
0,20	2,5	0,16	8,3
0,22	3,5	0,18	12,3
0,25	8	0,20	32,2
0,26	10	0,21	41,8
0,28	20	0,23	94,10
0,30	57	0,24	319,4

Cu punctele se construiește izoterma alcoolului etilic la 20°C (curba 5 pe fig. 8-1).

Se determină, cu ajutorul izotermei, activitatea statică a cărbunelui față de eterul etilic la concentrația amestecului vapori-aer $\bar{C}_0 = 0{,}006$ kg/m³.

Mai întîi se calculează presiunea parțială, corespunzătoare lui $\bar{C}_0$, după formula (8-1):

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0{,}006 \frac{848}{74} \cdot 293 \frac{760}{10\,330} = 1{,}4 \text{ mm Hg}.$$

Din diagramă, la abscisa $p_0 = 1{,}4$ mm Hg, corespunde ordonata $a_0^* = 0{,}04$ kg/kg.

Cantitatea de cărbune activ pentru o singură încărcare a adsorberului este:

$$G_1 = \frac{2\,000 \cdot 0{,}006}{0{,}04} = 300 \text{ kg sau } \frac{300}{500} = 0{,}6 \text{ m}^3.$$

Diametrul adsorberului se calculează din relația:

$$\frac{\pi D_a^2}{4} \cdot H = 0{,}6 \text{ m}^3,$$

de unde:

$$D_a = \sqrt{\frac{0,6 \cdot 4}{\pi H}} = \sqrt{\frac{2,4}{3,14 \cdot 0,7}} = 1,05 \text{ m}.$$

Deoarece pe izotermă punctul, corespunzător concentrației inițiale a amestecului vapori-aer $\bar{C}_0 = 0,006$ kg/m³, se găsește pe prima porțiune (liniară), durata procesului se calculează după formula (8-18):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\Gamma}{w}}\sqrt{H} - b\sqrt{\frac{\Gamma}{\beta_y}},$$

unde:

$\Gamma = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} = \frac{0,04 \cdot 500}{0,006} = 3\,330$;

$w = 13$ m/min este viteza curentului de gaz;

$H = 0,7$ m — înălțimea stratului de cărbune;

b — funcție care se determină din tabela 8-3 $\left(\text{pentru } \frac{\bar{C}}{\bar{C}_0} = \frac{0,0003}{0,006} = 0,005, \quad b = 1,84\right)$;

β_y — coeficientul de transfer de masă, care se calculează după formula (8-13 a):

$$\beta_y = 1,6 \frac{Dw^{0,54}}{\nu^{0,54} d_p^{1,46}}.$$

Se determină coeficientul viscozității cinematice a aerului. Deoarece după figura VI, $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3}$ N · s/m², atunci:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Rezultă:

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}.$$

Diametrul particulelor de cărbune $d_p = 0,004$ m, deci:

$$d_p^{1,46} = 0,004^{1,46} = (0,40 \cdot 10^{-2})^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

Viteza $w = 13$ m/min $= \left(\frac{13}{60}\right)$ m/s,

prin urmare:

$$\left(\frac{w}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{13}{60}\right)^{0,54} = 0,438.$$

Coeficientul de difuziune la 0°C pentru sistemul eter-aer este:

$$D_0 = 0,028 \text{ m}^2/\text{h} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Pentru temperatura de 20°C coeficientul de difuziune se calculează după formula:

$$D = D_0 \frac{p_0}{p}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0{,}0778 \cdot 10^{-4}\,\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0{,}0778 \cdot 10^{-4} \cdot 1{,}11 =$$

$$= 0{,}0864 \cdot 10^{-4}\ \text{m}^2/\text{s}.$$

După înlocuire, se obține coeficientul volumetric de transfer de masă:

$$\beta_y = \frac{1{,}6 \cdot 0{,}0864 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}438}{0{,}248 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}3154 \cdot 10^{-3}} = 7{,}75\ \text{s}^{-1}.$$

Se determină durata procesului:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{3\,330}{\frac{13}{60}}}\sqrt{0{,}7} - 1{,}84\sqrt{\frac{3\,330}{7{,}75}} = 103{,}8 - 37{,}8 = 66;$$

$$\tau = 66^2 = 4\,350\ \text{s} = 73\ \text{min} = 1{,}22\ \text{h}.$$

Se determină cantitatea amestecului vapori-gaz, trecut prin adsorber în 73 min:

$$V = \frac{\pi D_a^2}{4}\,w\tau = \frac{3{,}14 \cdot 1{,}05^2}{4} \cdot 13 \cdot 73 = 820\ \text{m}^3.$$

După condițiile exemplului, într-o perioadă, prin adsorber, trebuie să treacă 2 000 m³. Așadar, diametrul adsorberului trebuie mărit:

$$D_a = \sqrt{\frac{2\,000 \cdot 4}{\pi w \tau}} = \sqrt{\frac{2\,000 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 13 \cdot 73}} = 1{,}64\ \text{m}.$$

Este necesar de asemenea să se mărească cantitatea de cărbune activ pentru o încărcătură a adsorberului:

$$\frac{\pi D_a^2}{4}\,H\,500 = 0{,}785 \cdot 1{,}64^2 \cdot 500 \cdot 0{,}7 = 740\ \text{kg}.$$

Exemplul 5. Folosind izoterma de adsorbție a alcoolului etilic la 20°C (curba *2* în fig. 8-1), să se determine durata adsorbției vaporilor lui peste un strat de cărbune activ cu înălțimea $H = 1{,}0$ m dintr-un amestec vapori-aer cu concentrația inițială $\bar{C}_0 = 0{,}029$ kg/m³. Viteza amestecului vapori-aer $w = 25$ m/min, concentrația amestecului la ieșirea din adsorber $\bar{C} = 0{,}0002$ kg/m³, diametrul mediu al particulelor de cărbune $d_p = 0{,}004$ m, masa specifică a stratului $\rho = 500$ kg/m³.

Rezolvare. Concentrația $\bar{C}_0 = 0{,}029$ kg/m³ corespunde presiunii p_0 a vaporilor de alcool din amestec:

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0{,}029\,\frac{848}{46} \cdot 293 \cdot \frac{760}{10\,330} = 11{,}45\ \text{mm Hg}.$$

Pentru această presiune se găsește, pe izotermă, cantitatea de substanță adsorbită: $a_0^* = 0{,}23$ kg/kg $= 115$ kg/m³. Punctul de coordonate a_0^* și P_0 se găsește în porțiunea a doua a curbei; de aceea, pentru calculul duratei procesului se utilizează formula (8-19):

$$\tau = \frac{a_0^*}{w\bar{C}_0}\left\{H - \frac{w}{\beta_y}\left[\frac{1}{P}\ln\left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right) + \ln\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right]\right\}.$$

Mărimile $\bar{C}_0$, $\bar{C}$, H și w se cunosc din enunț; a_0^* s-a determinat din izotermă. Necunoscute sînt: coeficientul de transfer de masă β_y și valoarea $P = \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}_1^*}$.

Coeficientul de transfer de masă se determină cu formula (8-13):

$$\beta_y = \frac{DW^{0,54}}{\nu^{0,54}d_p^{1,46}}.$$

Din tabela XLIII, pentru sistemul alcool etilic-aer la 0°C, $D_0 = 0{,}0367$ m²/h. Pentru 20°C rezultă:

$$D = D_0\frac{P_0}{P}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0{,}0367\,\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0{,}0367 \cdot 1{,}11 =$$

$$= 0{,}0404 \text{ m}^2/\text{h} = 0{,}113 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Pentru viteza $\frac{w}{60} = \frac{25}{60}$ m/s rezultă:

$$\left(\frac{w}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{25}{60}\right)^{0,54} = 0{,}624.$$

Viscozitatea cinematică $\nu = 0{,}15 \cdot 10^{-4}$ m²/s (v. fig. VI), deci:

$$\nu^{0,54} = (0{,}15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0{,}248 \cdot 10^{-2}.$$

La diametrul mediu al particulelor $d_p = 0{,}004$ m rezultă:

$$d_p^{1,46} = 0{,}004^{1,46} = 0{,}3154 \cdot 10^{-3}.$$

Astfel:

$$\beta_y = \frac{1{,}6 \cdot 0{,}1131 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}624}{0{,}248 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}3154 \cdot 10^{-3}} = \frac{1{,}13}{0{,}078} = 14{,}5 \text{ s}^{-1}.$$

Se determină $\bar{C}_1^*$ — conținutul de substanță în curentul de gaz egal cu jumătate din cantitatea maximă adsorbită $a_\infty/2$. După figura 8-1 se poate considera $a_\infty = 0{,}28$ kg/kg. Atunci, $\frac{a_\infty}{2} = 0{,}14$ kg/kg. Acestei cantități de substanță adsorbită îi corespunde presiunea parțială a vaporilor în amestec de 4 mm Hg. Concentrația curentului gazos, corespunzătoare acestei presiuni, este:

$$\bar{C}_1^* = 4\,\frac{M}{848}\cdot\frac{1}{T}\cdot\frac{10\,330}{760} = 4\,\frac{46}{848}\cdot\frac{1}{293}\cdot\frac{10\,330}{760} = 0{,}010 \text{ kg/m}^3.$$

Se determină mărimea P:

$$P = \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}_1^*} = \frac{0{,}029}{0{,}010} = 2{,}9.$$

Mărimile determinate se introduc în formula (8-19):

$$\tau = \frac{115 \cdot 60}{25 \cdot 0{,}029}\left\{1{,}0 - \frac{25}{60 \cdot 14{,}5}\left[\frac{1}{2{,}9}\,2{,}3 \lg\left(\frac{0{,}029}{0{,}0002} - 1\right) + 2{,}3 \lg \frac{0{,}029}{0{,}0002} - 1\right]\right\} =$$

$$= 158{,}6\,[1{,}0 - 0{,}03\ (0{,}79 \cdot 2{,}16 + 2{,}3 \cdot 2{,}16 - 1)] =$$

$$= 8\,000 \text{ s} \approx 133 \text{ min} = 2 \text{ h } 13 \text{ min}.$$

Exemplul 6. Folosind izoterma de adsorbţie a amestecului vaporilor de alcool etilic şi eter etilic (curba 4 pe fig. 8-1), să se determine durata de adsorbţie a acestui amestec pe un strat de cărbune activ cu înălţimea $H = 1{,}0$ m. Concentraţia iniţială a amestecului $\bar{C}_0 = 0{,}072$ kg/m³, concentraţia medie la ieşirea din adsorber $\bar{C} = 0{,}0001$ kg/m³. Viteza amestecului vapori-gaz, raportată la întreaga secţiune a adsorberului, $w = 12$ m/min), diametrul particulelor de cărbune activ $d_p = 0{,}004$ m, densitatea în vrac $\rho_{vrac} = 500$ kg/m³; temperatura de adsorbţie este de 20°C; presiunea este cea atmosferică.

Rezolvare. Din izoterma de adsorbţie (fig. 8-1) se determină a_0^*, corespunzător concentraţiei $\bar{C}_0 = 0{,}072$ kg/m³. Masa moleculară a amestecului $M_{am} = 0{,}3 \cdot 46 + 0{,}7 \cdot 74 = 65{,}6$.

Presiunea corespunzătoare a lui $\bar{C}_0$ este:

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0{,}072 \frac{848}{65{,}6} \cdot 293 \frac{760}{10\,330} = 20 \text{ mm Hg}.$$

Din izoterma $a_0^* = 0{,}20$ kg/kg $= 0{,}2 \cdot 500 = 100$ kg/m³. Acest punct este situat în porţiunea a treia a izotermei, de aceea durata adsorbţiei se determină după formula (8-20):

$$\tau = \frac{a_0^*}{wC_0}\left[H - \frac{W}{\beta_y}\left(\ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1\right)\right].$$

Pentru calculul după această formulă trebuie determinat numai coeficientul de transfer de masă β_y pentru amestec.

Coeficientul de difuziune a eterului în aer la 0°C este:

$$D_0' = 0{,}028 \text{ m}^2/\text{h} = 0{,}0778{,}10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}.$$

Coeficientul de difuziune a alcoolului etilic în aer la 0°C este: $D_0'' = 0{,}0367$ m²/h $= 0{,}1019 \cdot 10^{-5}$ m²/s.

Pentru calcul se ia cel mai mic coeficient de difuziune (al eterului) şi se recalculează pentru temperatura de 20°C:

$$D = D_0' \frac{p_0}{p}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0{,}028\,\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0{,}0308 \text{ m}^2/\text{h} = 0{,}0864{,}10^{-4} \text{m}^2/\text{s}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Viscozitatea cinematică se ia față de aer (v. fig. VI):

$$\nu = 0{,}15 \cdot 10^{-4}\ \text{m}^2/\text{s}.$$

Se calculează valorile $\nu^{0,54}$, $w^{0,54}$ și $d^{1,46}$:

$$\nu^{0,54} = (0{,}15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0{,}248 \cdot 10^{-2};$$

$$\left(\frac{w}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{12}{60}\right)^{0,54} = 0{,}42;$$

$$d_p^{1,46} = 0{,}004^{1,46} = 0{,}3154 \cdot 10^{-3}.$$

După înlocuirea valorilor, coeficientul de transfer de masă este:

$$\beta_y = \frac{1{,}6 \cdot 0{,}0864 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}42}{0{,}248 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}3154 \cdot 10^{-3}} = 7{,}4\ \text{s}^{-1}.$$

Durata adsorbției va fi:

$$\tau = \frac{100 \cdot 60}{12 \cdot 0{,}072}\left[1{,}0 - \frac{12}{60 \cdot 7{,}4}\left(2{,}3 \lg \frac{0{,}072}{0{,}0001} - 1\right)\right] =$$

$$= 6\,000\ \text{s} = 1\ \text{h}\ 39\ \text{min}.$$

Dacă nu se posedă izoterma amestecului, un calcul aproximativ se poate face cu ajutorul izotermei eterului etilic.

Exemplul 7. Printr-un adsorber cu funcționare continuă de diametru $D_a = 0{,}32$ m trece pe oră $V = 120$ m³ amestec vapori-gaz. La intrarea în zona de adsorbție, cărbunele activ conține $a_1 = 4$ kg/m³ component adsorbit, iar la ieșire conținutul componentului adsorbit se ridică la $a_D = 30$ kg/m³. Concentrația amestecului vapori-gaz, la intrarea în adsorber, este $\bar{C}_0 = 0{,}105$ kg/m³, la ieșirea din adsorber $\bar{C}_1 = 0{,}0065$ kg/m³; coeficientul de transfer de masă al componentului adsorbit în condițiile de lucru ale adsorberului este $\beta_y = 5\ \text{s}^{-1}$. Izoterma de adsorbție se cunoaște (fig. 8-2). Să se determine viteza de mișcare și înălțimea stratului de cărbune activ.

Rezolvare. Viteza de mișcare a cărbunelui se determină după formula (8-21):

$$u = \frac{1}{K} = \frac{\bar{C}_0 w}{a_D}.$$

Să determinăm viteza liniară a amestecului vapori-gaz:

$$w = \frac{4V}{3\,600\,\pi D_a^2} = \frac{4 \cdot 120}{3\,600 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}32^2} = 0{,}415\ \text{m/s}.$$

Se înlocuiește valoarea stabilită a lui w în formula (8-21) și se determină viteza de mișcare a cărbunelui:

$$u = \frac{0{,}105 \cdot 0{,}415}{30} = 0{,}0015\ \text{m/s}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Pentru calculul înălțimii stratului, pe diagrama izotermei se trasează linia de lucru (fig. 8-2) după coordonatele punctului ei inițial A ($\bar{C}_0 = 0{,}105$ kg/m³ și $a_D = 30$ kg/m³) și final $K(\bar{C}_1 = 0{,}0065$ kg/m³ și $a_1 = 4$ kg/m³).

Din punctul inițial al liniei de lucru către cel final se construiesc treptele de variație a concentrației. Se obțin cinci trepte. Pentru fiecare treaptă se determină numărul unităților de transfer m_0 după formula (8-25):

$$m_0^I = \frac{2(\bar{C}_0 - \bar{C}_1)}{\bar{C}_0 - \bar{C}_1^*} = \frac{2(0{,}105 - 0{,}0815)}{0{,}105 - 0{,}053} = 0{,}905;$$

$$m_0^{II} = \frac{2(0{,}0815 - 0{,}053)}{0{,}0815 - 0{,}028} = 1{,}065;$$

$$m_0^{III} = \frac{2(0{,}053 - 0{,}028)}{0{,}053 - 0{,}0115} = 1{,}205;$$

$$m_0^{IV} = \frac{2(0{,}028 - 0{,}0115)}{0{,}028 - 0{,}0065} = 1{,}535;$$

$$m_0^{V} = \frac{2(0{,}0115 - 0{,}0065)}{0{,}0115 - 0{,}004} = 1{,}335.$$

Înălțimea stratului de cărbune activ se află după formulele (8-22) și (8-24):

$$H_0 = \frac{V}{S\beta_y}\sum_1^{\bar{V}} m_0 = \frac{W}{\beta_y}\sum_1^{\bar{V}} m_0 = \frac{0{,}415}{5}(0{,}905 + 1{,}065 + 1{,}205 +$$

$$+ 1{,}535 + 1{,}335) = 0{,}083 \cdot 6{,}045 \approx 0{,}5 \text{ m}.$$

Exemplul 8. Să se determine cantitatea de căldură care se degajă într-o perioadă la adsorbția vaporilor de alcool etilic pe cărbune activ, în condițiile exemplului 5. Diametrul adsorberului este de 2 m.

Rezolvare. Secțiunea transversală a aparatului este:

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3{,}14 \cdot 2^2}{4} = 3{,}14 \text{ m}^2.$$

Într-o perioadă prin adsorber trece o cantitate de amestec vapori-gaz, egală cu:

$$V = w \cdot S\tau = 25 \cdot 3{,}14 \cdot 133 = 10\,360 \text{ m}^3.$$

Cantitatea de vapori de alcool etilic adsorbită este:

$$G = \frac{10\,360(29 - 0{,}2)}{1\,000} = 298{,}4 \text{ kg}$$

sau

$$G = \frac{298{,}4}{40} \approx 6{,}5 \text{ kmol}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de cărbune activ încărcată în adsorber este:

$$SH\rho_{vrac} = 3{,}14 \cdot 1{,}0 \cdot 500 = 1\,570 \text{ kg},$$

care reprezintă:

$$\frac{1\,570}{6{,}5} = 241{,}5 \text{ kg cărbune/kmol}.$$

Datele din tabela LI nu se pot folosi, deoarece ea este alcătuită pentru calculul adsorbției a 1 kmol la 500 kg cărbune.

Căldura de adsorbție se calculează după formula (8-9):

$$q = ma^n.$$

Cantitatea de vapori adsorbiți a pe 1 kg cărbune este:

$$a = \frac{6{,}5 \cdot 22{,}4 \cdot 1\,000}{1\,570} = 92{,}7 \text{ l/kg}.$$

Valorile cifrice m și n se iau din tabela 8-2: $m = 3{,}649$, $n = 0{,}928$.
După formula (8-9), la 1 kg cărbune se degajă o cantitate de căldură:

$$q = 3{,}649 \cdot 92{,}7^{0{,}928} = 244 \text{ kJ/kg}.$$

În total, la o trecere, se degajă cantitatea de căldură:

$$q_1 = 244 \cdot 1\,570 = 383\,000 \text{ kJ}.$$

Această căldură se consumă la încălzirea cărbunelui și a aparaturii, cu pierderile de căldură și în special pentru încălzirea amestecului vapori-gaz. Dacă se consideră că toată căldura degajată se cheltuiește numai la încălzirea amestecului vapori-gaz și considerînd căldura și masa specifică a acestuia egale cu a aerului [$C = 1{,}01 \cdot 10^3$ J/(kg · grd) sau 0,24 kcal/(kgf · grd) $\rho = 1{,}2$ kg/m^3], atunci temperatura amestecului se ridică cu:

$$\Delta t = \frac{383\,000 \cdot 10^3}{10\,360 \cdot 1{,}2 \cdot 1{,}01 \cdot 10^3} = 30{,}5 \text{ grd}.$$

Exemplul 9. Să se determine diametrul unei coloane de adsorbție în contracurent, care lucrează cu adsorbent în strat fluidizat, volumul stratului de lucru și numărul talerelor în aparat, cît și cantitatea de adsorbent necesară în adsorber pentru reținerea vaporilor de alcool etilic din amestecul vapori-aer. Cantitatea de amestec este de 2 000 m^3/h. Concentrația inițială a alcoolului etilic în aer $\bar{C}_{in} = 29{,}5$ g/m^3, concentrația finală $\bar{C}_{fin}$ 1 g/m^3. Cărbunele activ este de tipul AG — 3, diametrul mediu al particulelor de adsorbent $d_p = 0{,}375$ mm; densitatea aparentă a adsorbentului este de 670 kg/m^3, densitatea în vrac de 400 kg/m^3. Valoarea constantei din ecuația lui Dubinin $B = 1{,}02 \cdot 10^6 \frac{1}{\text{grd}^2}$. Conținutul de alcool etilic în cărbune după desorbție este de 1 kg/m^3.

Rezolvare. 1. Se consideră înălțimea stratului imobil pe taler $h_0 = 0{,}05$ m și porozitatea stratului fluidizat $\varepsilon = 0{,}55$. Date experimentale pentru construcția izotermei de adsorbție a etalonului pentru cărbune AG — 3 la $T = 293$K sînt date în tabela 8-5.

Tabela 8-5

$\bar{C}$, în kg/m³	a^*, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ adsorbent}}$	$\bar{C}$, în kg/m³	a^*, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ adsorbent}}$
1	2	3	4
$0{,}51 \cdot 10^{-3}$	24,6	$15{,}01 \cdot 10^{-3}$	85,62
$1{,}02 \cdot 10^{-3}$	37,5	$16{,}14 \cdot 10^{-3}$	85,75
$2{,}48 \cdot 10^{-3}$	50,3	$19{,}91 \cdot 10^{-3}$	86,71
$4{,}01 \cdot 10^{-3}$	60,02	$22{,}48 \cdot 10^{-3}$	87,3
$5{,}03 \cdot 10^{-3}$	67,21	$25{,}07 \cdot 10^{-3}$	87,91
$6{,}87 \cdot 10^{-3}$	75,11	$27{,}51 \cdot 10^{-3}$	88,01
$10{,}03 \cdot 10^{-3}$	80,04	$29{,}48 \cdot 10^{-3}$	88,03
$12{,}11 \cdot 10^{-3}$	82,12		

2. Calculul diametrului adsorberului:

$$V_g = \frac{\pi D_a^2}{4} w_g \, 3\,600;$$

$$D_a = \sqrt{\frac{4V_g}{\pi w_g \, 3\,600}}.$$

Se calculează viteza curentului de gaz w_g la porozitatea stratului fluidizat de $\varepsilon = 0{,}55$.

Viteza curentului de gaz se determină după formula:

$$Re = \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{18 + 0{,}6\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}} =$$

$$= \frac{\frac{9{,}81(0{,}000375)^3(670 - 1{,}2)}{1{,}2(0{,}454 \cdot 10^{-5})^2} 0{,}55^{4,75}}{18 + 0{,}6\sqrt{\frac{9{,}81(0{,}000375)^3(670 - 1{,}2)}{1{,}2(0{,}454 \cdot 10^{-5})^2} 0{,}55^{4,75}}} = 55;$$

$$w_g = \frac{Re\mu}{d\rho} = \frac{55 \cdot 1{,}8 \cdot 10^{-6}}{0{,}000375 \cdot 1{,}2} = 0{,}22 \text{ m/s};$$

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3{,}14 \cdot 0{,}22 \cdot 3\,000}} = 1{,}78 \approx 1{,}8 \text{ m}.$$

Scanned with OKEN Scanner

3. Calculul cantității de adsorbent care trece prin coloană.

a) Determinarea cantității minime de adsorbent, trecută prin coloană. Considerînd că adsorbentul la ieșirea din coloană este în întregime saturat, rezultă:

$$L_{min}(a^* - a_{in}) = V_g(\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin}).$$

Prin urmare:

$$L_{min} = \frac{V_g(\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin})}{a^* - a_{in}} = \frac{2\,000(0{,}0295 - 0{,}001)}{88{,}03 - 1} = 0{,}79 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Valoarea activității statice a adsorbentului $a^*_{st} = 88{,}03$ kg/m³ adsorbent se ia din izotermă (date din tabele).

b) Determinarea încărcării de lucru. În mod obișnuit:

$$L = (1{,}1 \div 1{,}3)\, L_{min}.$$

Se ia coeficientul 1,2; atunci:

$$L = 1{,}2 \cdot 0{,}79 = 0{,}95 \text{ m}^3/\text{h}.$$

4. Calculul volumului stratului de adsorbent în aparat:

$$V_g \cdot (\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin}) = K_V V_{ads} \Delta \bar{C}_m;$$

$$V_{ads} = \frac{V_g(\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin})}{K_V \Delta \bar{C}_m},$$

unde:

K_V este coeficientul de transfer de masă, raportat la volumul corespunzător particulelor de adsorbent, în kg/(m³ · h · kg/m³);

$\frac{\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin}}{\Delta \bar{C}_m} = m_{Y_{tot}}$ — numărul total de unități de transfer.

a) Determinarea coeficientului de transfer de masă *:

$$Ki' = 1{,}55 \cdot 10^{-2} \cdot K_L \cdot \left(\frac{C_s}{C_{in}}\right)^{0{,}35} \cdot \beta \cdot (BT^2)^{-1{,}3} \cdot \left(\frac{h_0}{d_p}\right)^{-1{,}25},$$

* V. Flokk. *Issledovanie keneliki protessa adsorbții v protivotocinom kolonnom apparate so vzvennim sloem.* Aftoref. kand. diss, LTI în. Lensoveta, 1963.

unde:

$Ki' = \frac{K_V d^2}{D}$ reprezintă criteriu de difuziune a lui Kirpicev;

$K_L = \frac{Ld}{D}$ — criteriul de similitudine al difuziei, care caracterizează raportul trecerii inverse a componentului util și difuziunea sa moleculară;

$\frac{C_s}{C_{in}}$ — simplexul concentrației, ca raport între presiunea vaporilor saturați ai substanței adsorbite C_s, la temperatura de adsorbție $T°K$, și C_{in} concentrația inițială;

β — coeficientul de afinitate al adsorbentului;

B — constanta de structură din ecuația caracteristică, corespunzătoare pentru cărbuni de primul tip;

$\frac{h_0}{d_p}$ — simplexul similitudinii geometrice, ca raport între înălțimea stratului imobil de adsorbent pe taler h_o și diametrul particulei d_p;

L — cantitatea de adsorbent care trece prin coloană;

D — coeficientul difuziunii moleculare.

Astfel:

$$Ki' = 1{,}55 \cdot 10^2 \left(\frac{0{,}95 \cdot 0{,}000375}{3\,600 \cdot 1{,}09 \cdot 10^{-5}}\right)^{0{,}75} \cdot \left(\frac{44}{12{,}2}\right)^{0{,}35} \times$$

$$\times\ 0{,}61(1{,}02 \cdot 10^6 \cdot 293^2)^{-1{,}3} \cdot \left(\frac{0{,}05}{0{,}000375}\right)^{-1{,}25} = 4{,}57 \cdot 10^6;$$

$$K_V = \frac{Ki'D}{d} = \frac{4{,}57 \cdot 10^6 \cdot 1{,}09 \cdot 10^{-5}}{0{,}000375} = 13{,}3 \cdot 10^4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}.$$

b) Determinarea numărului total de unități de transport. Numărul total de unități de transfer $m_{y\ total}$ se determină prin metoda integrării grafice, pentru care se construiește pe diagrama $a - \bar{C}$ linia de echilibru (izoterma) și linia de lucru, găsită din ecuația:

$$a_{in} = \frac{V_g}{L_{ads}}(\bar{C}_{in} - \bar{C}_{fin}) + a_{fin} = \frac{2\,000}{0{,}95}(0{,}0295 - 0{,}001) +$$

$$+ 1{,}0 = 61{,}5 \text{ kg/m}^3.$$

După datele tabelei 8-6 (izoterma de adsorbție), concentrația corespunzătoare a componentului util în gaz este:

$$\bar{C}^* = 0{,}0185 \text{ kg/m}^3;$$

$$m_{y\ total} = \int_{0{,}001}^{0{,}0295} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 8-6

$\bar{a}$	$\bar{c}^*$	$\bar{c}-\bar{c}^*$	$\frac{1}{\bar{c}-\bar{c}^*}$
0,0295	0,0185	0,0110	91,0
0,0270	0,0098	0,0172	59,5
0,0250	0,0067	0,0183	64,5
0,0200	0,0037	0,0163	61,4
0,0150	0,0020	0,0130	77,0
0,0100	0,0010	0,0090	111,0
0,0050	0,0002	0,0048	208,0
0,0010	0,000	0,001	1 000,0

Construcția grafică (fig. 8-3) dă ~ 8 000 mm².

Scara admisă (pe fig. 8-3 se indică scara) este:

pentru axa absciselor .....1 mm = 0,0002 kg/m³;
pentru axa ordonatelor ..... 1 mm = 5 m³/kg;
1 mm² = 0,0002 · 5 = 0,001

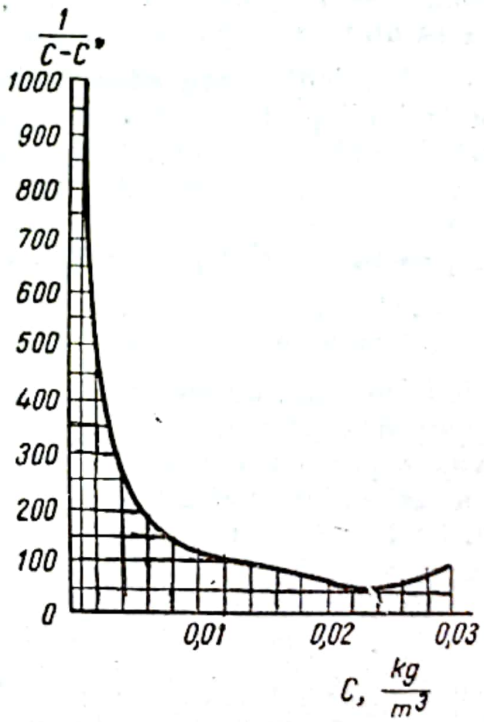


Fig. 8-3. (La exemplul 9).

Rezultă:

$$m_{y\,total} = \int_{0,001}^{0,0295} \frac{d\bar{c}}{\bar{c} - \bar{c}^*} = 8\,000 \cdot 0,001 = 8.$$

c) Volumul, ocupat de adsorbentul propriu, este:

$$V_{ad} = \frac{V_g}{K_V} m_{y_{total}} = \frac{2\,000}{13{,}3 \cdot 10^4} \cdot 8 = 0{,}12 \text{ m}^3;$$

$$V_{ad} \cdot \rho_{ap} = V_{st} \cdot \rho_{vrac};$$

$$V_{st} = V_{ad} \frac{\rho_{ap}}{\rho_{vrac}} = 0{,}12 \frac{670}{400} = 0{,}2 \text{ m}^3.$$

4. Determinarea numărului de talere ale aparatului:

$$n = \frac{V_{st}}{h_{st} F_{tal}} = \frac{0{,}2}{0{,}05 \cdot 0{,}785 \cdot 1{,}8^2} = 2 \text{ talere};$$

considerînd și rezerva, se obține $n = 3$ talere.

PROBLEME

1. Să se determine cantitatea de cărbune activ încărcat, diametrul adsorberului și durata perioadei de adsorbție a 100 kg vapori de benzină dintr-un amestec de aer în următoarele condiții: concentrația inițială a vaporilor de benzină $\bar{C}_0 = 0{,}012$ kg/m³, viteza $w = 20$ m/min, activitatea cărbunelui față de benzină — 7%, densitatea în vrac a cărbunelui $\rho_{vrac} = 350$ kg/m³, înălțimea stratului de cărbune în adsorber $H = 0{,}8$ m.

2. Să se determine durata adsorbției τ pînă la străpungerea și pierderea de timp a acțiunii protectoare a stratului τ_0 pentru adsorbția vaporilor de tetraclorură de carbon pe un strat de cărbune activ cu înălțimea $H = 0{,}10$ m, dacă sînt cunoscute: concentrația vaporilor $\bar{C}_0 = 0{,}015$ kg/m³, viteza lor $w = 5$ m/min, diametrul particulelor de cărbune $d_p = 2{,}75$ mm, coeficienții dinamici $B_1 = 14\,500$ și $B_2 = 52\,945$.

3. Să se construiască izoterma de adsorbție a vaporilor de alcool etilic la 25°C, după izoterma de adsorbție a benzenului la 20°C (fig. 8-1).

4. Folosind izoterma de adsorbție a benzenului (fig. 8-2), să se determine viteza și înălțimea stratului de cărbune activ, la adsorbția continuă a unui amestec vapori-gaz cu concentrația inițială $\bar{C}_0 = 0{,}11$ kg/m³, viteza de trecere a amestecului $w = 20$ m/min și coeficientul de transfer de masă $\beta_y = 4$ s^{-1}. Cărbunele în procesul de adsorbție se saturează pînă la 80% din activitatea sa statică. Activitatea reziduală a cărbunelui după desorbție constituie 14,5% din activitatea statică inițială. Amestecul vapori-gaz trebuie să ajungă la o concentrație nu mai mare de $\bar{C}_1 = 0{,}01$ kg/m³.

5. Într-un adsorber vertical cu diametrul de 3 m, cu o țeavă de oțel cu diametrul de 0,35 m, intră 170 m³/min amestec vapori de alcool etilic. Concentrația alcoolului etilic în gazul de ieșire $\bar{C}_0 = 0{,}02$ kg/m³, înălțimea stratului de cărbune activ în adsorber $H = 1{,}5$ m, greutatea specifică în vrac a cărbunelui $\rho_{vrac} = 500$ kg/m³; durata unei perioade de adsorbție este de 4 h 37 min. Să se determine cantitatea de căldură degajată în adsorber în timpul primei perioade.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul IX

EXTRACŢIA

Extracţia se numeşte procesul de separare a unuia sau a mai multor componenţi dintr-un material solid sau un amestec de lichide cu un solvent (agent de extracţie), selectiv pentru componenţii extraşi. Pentru separarea solventului de componentul extras se utilizează evaporarea sau rectificarea.

Utilizarea extracţiei cu lichid este determinată de: 1) imposibilitatea separării amestecului prin rectificare datorită formării amestecurilor azeotrope, volatilităţii mici sau a insuficienţei stabilităţii termice a componenţilor; 2) economia de energie (căldura), dacă consumul pentru rectificarea amestecului iniţial ca urmare a apropierii temperaturilor de fierbere a componenţilor ce-l formează, a micilor concentraţii, sau a altor cauze este mai mare decît consumul necesar pentru extracţie şi distilarea solventului din produsele de separare.

Problemele de extracţie statică se rezolvă în majoritatea cazurilor pe cale grafică, cu ajutorul diagramelor triunghiulare sau rectangulare.

FORMULELE ŞI METODELE GRAFICE DE CALCUL

1. Particularităţile diagramei triunghiulare.

a) Vîrfurile triunghiului (fig. 9-1) corespund componenţilor puri A, B şi C, laturile triunghiului AB, BC şi AC — amestecurilor binare A şi B, B şi C, A şi C, punctele din interiorul triunghiului — sistemelor ternare (de exemplu, punctul g este figurativ, adică caracterizează următoarea compoziţie a amestecului: 70% masă A, 20% masă B şi 10% masă C).

b) Segmentele Aa, Bb, Cc, duse din vîrfurile triunghiului, sînt locurile geometrice ale punctelor figurative ale amestecurilor, cu un raport constant al conţinutului celorlalţi doi componenţi $\frac{x_B}{x_C}$, $\frac{x_A}{x_C}$, $\frac{x_A}{x_B}$, corespunzători.

Scanned with OKEN Scanner

c) Liniile *dd*, *ee*, *ff*, paralele cu laturile triunghiului *AC*, *BC*, *AB*, reprezintă locul geometric al punctelor figurative ale amestecurilor cu conţinut constant al componenţilor corespunzători *B*, *A*, *C*.

2. Regula pîrghiei[1] (cazul particular al regulii centrului de greutate): la amestecarea a două soluţii, ale căror compoziţii sînt caracterizate pe diagramă prin două puncte oarecare *a* şi *b*, compoziţia comună a amestecului

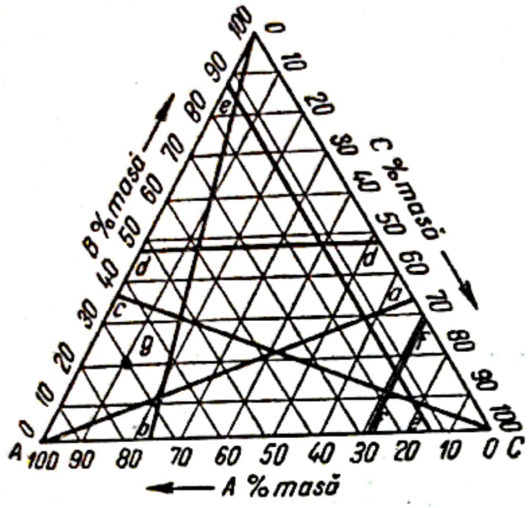


Fig. 9-1. Diagrama triunghiulară.

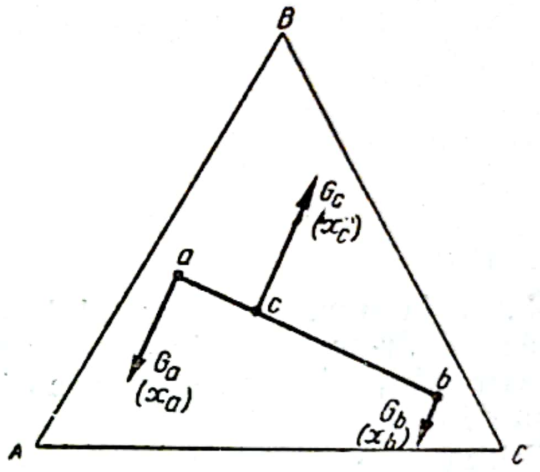


Fig. 9-2. Regula pîrghiei (sau a segmentelor inverse).

se exprimă prin punctul *c*, care se află pe dreapta *ab*, ce uneşte cele două puncte; segmentele *ac* şi *bc* sînt invers proporţionale cu cantităţile soluţiilor luate (fig. 9-2); însă:

$$G_a + G_b = G_c;$$

$$x_a + x_b \neq x_c.$$

Atunci:

$$\left.\begin{aligned} &G_a\overline{ac} = G_b\overline{bc}; \quad \frac{G_a}{\overline{bc}} = \frac{G_b}{\overline{ac}} \\ &G_a\overline{ac} = G_b\overline{ab} \\ &G_c\overline{bc} = G_a\overline{ab}; \quad \frac{G_c}{\overline{ab}} = \frac{G_b}{\overline{ac}} = \frac{G_a}{\overline{bc}} \end{aligned}\right\}. \qquad (9\text{-}1)$$

Aici:

G_a, G_b, G_c reprezintă masa amestecului *a*, *b* şi *c*, în kg;
x_a, x_b, x_c — conţinutul oricărui component (*A*, *B* sau *C*) în amestecul *a*, *b* şi *c*, în % masă.

[1] Cunoscută şi sub numele de regula segmentelor inverse (*Nota trad.*).

Aceleași corelații sînt valabile și la stratificarea amestecului c în două faze a și b.

3. Amestecurile ternare tipice, avînd importanța cea mai mare, sînt prezentate în figurile 9-3 și 9-4. Aici, vîrful triunghiului A corespunde dizolvantului primar (solid sau lichid), vîrful B — componentului extras (solid sau lichid), iar vîrful C — solventului secundar sau agentului de extracție (lichid).

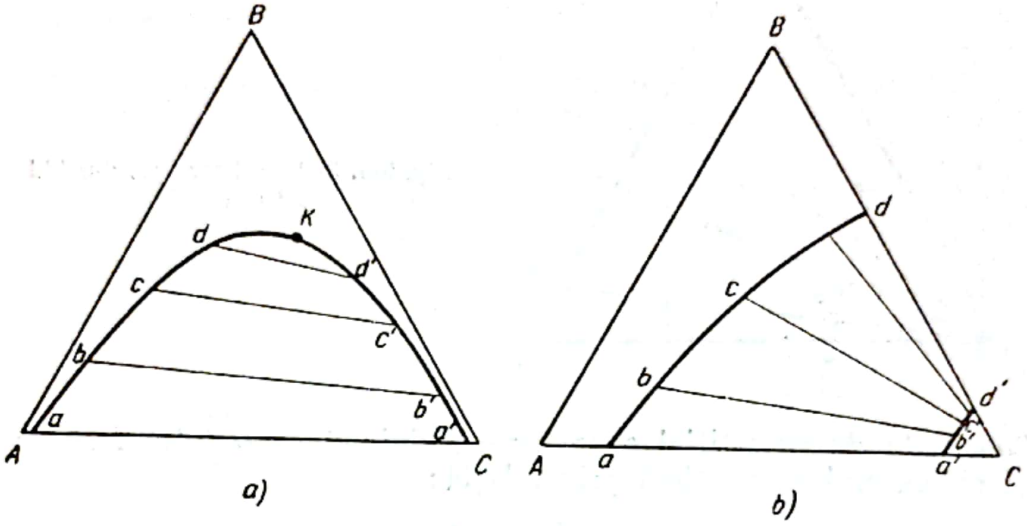


Fig. 9-3. Sistemul lichid-lichid cu una *(a)* și cu două *(b)* perechi de componenți parțiali solubili unul într-altul (la $t = const.$).

În figura 9-3: linia *abcdkd'c'b'a'* se numește curbă marginală[1] (binodală); cîmpul dinăuntrul acestei curbe — domeniul amestecurilor ce se stratifică în două faze corespunzătoare, a căror compoziție se exprimă prin punctele de pe curbă[2]; cîmpul din exteriorul curbei — domeniul de nestratificare al soluțiilor (omogene)[3]; punctul K — punctul critic; partea stîngă a curbei binodale — ramura rafinatelor (restul de solvent primar după îndepărtarea din el a substanței de extras); partea dreaptă a curbei binodale — ramura extractelor; segmentele bb', cc', dd' care unesc punctele figurative ale fazelor corespunzătoare — coardele de echilibru (conode).[4]

În figura 9-4: linia *abcde* este curba binodală; cîmpul din stînga — domeniul amestecurilor ternare eterogene; cîmpul din dreapta — domeniul de stratificare; latura BC a triunghiului caracterizează compozițiile curentului superior (soluția substanței de extras în solventul primar); curba binodală caracteri-

[1] În manualul: Em. A. Bratu, *Operații și utilaje în industria chimică*, Vol. 2, București, Editura Tehnică, 1961, curba respectivă se numește izoterma de repartiție sau (în majoritatea cazurilor) curba binodală (*Nota trad.*)

[2] În manualul sus-citat se numește domeniul de eterogenitate sau, mai curent, de imiscibilitate (*Nota trad.*)

[3] În același manual se numește domeniul de omogenitate sau, mai curent, de miscibilitate. Se va adopta ultima denumire (*Nota trad*).

[4] Descrierea interpolării grafice a conodelor pe diagrama triunghiulară se va vedea în exemplul 1.

Scanned with OKEN Scanner

zează compozițiile curentului inferior (amestec eterogen de substanță solidă nedizolvată, component de extras și solvent, reținut în porii substanței solide); prelungind conodele bb', cc', dd', acestea vor trece prin vîrful A al triunghiului.

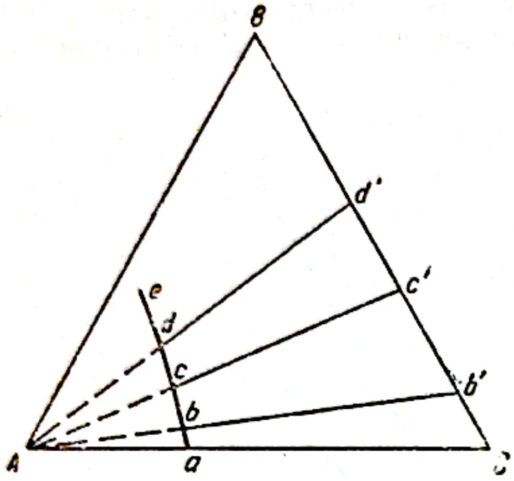


Fig. 9-4. Sistemul corp solid-lichid (la $t = const.$).

4. Constanta de repartiție[1] a componentului extras B între fazele extractului și rafinatului se exprimă prin relația:

$$k = \frac{y_B}{x_B}; \quad k \gtrless 1, \tag{9-2}$$

în care:

y_B este conținutul componentului extras B în faza extractului, în % masă;

x_B — conținutul în echilibru de component extras B în faza rafinatului, în % masă.

De obicei, constanta de repartiție depinde de concentrație; de aceea, calculele analitice [9-3] dau numai un rezultat aproximativ.

5. Diagramele rectangulare. Dacă solubilitatea reciprocă a solvenților primar A și secundar B se poate neglija, pentru calculul grafic se folosește mult mai comod diagrama în coordonatele $x'_B - y'_B$ (fracțiuni molare relative), în care:

$$\left.\begin{aligned} x'_B &= \frac{x_B}{100 - x_B}; & &\left[\frac{\text{kg component extras}}{\text{kg solvent primar}}\right] \text{în faza de rafinat} \\ y'_B &= \frac{y_B}{100 - y_B}. & &\left[\frac{\text{kg component extras}}{\text{kg solvent secundar}}\right] \text{în faza de extract} \end{aligned}\right\}. \tag{9-3}$$

[1] Denumită uneori și constantă de distribuție (v. Em. V. Bratu. *Operații și utilaje în industria chimică*, Vol. 2, cap. XXVIII, București, Editura tehnică, 1961).
În literatura sovietică de specialitate este, de obicei, denumită coeficient de repartiție (v. Kasatkin A. G. *Procese și aparate principale în tehnologia chimică*, București, Editura tehnică, 1953 trad. din l. rusă)(*Nota trad.*).

6. Diagramele rectangulare se folosesc de asemenea în acele cazuri în care diagrama triunghiulară nu dă exactitate suficientă din cauza densității mari de linii.

Pe axa ordonatelor se pune raportul conținutului unuia din componenții sistemului ternar la suma conținuturilor celorlalți doi componenți, iar pe axa absciselor — raportul conținutului altui component, la aceeași sumă. Deseori se folosesc următoarele coordonate:

a) Coordonatele X, Y-z, Z și X-Y[1] pentru sistemul lichid-lichid (fig. 9-5; cu aceleași notații ca pe fig. 9-3):

$$\left.\begin{aligned} X &= \frac{x_B}{x_A + x_B} = \frac{x_B}{100 - x_C}; && \left[\frac{\text{kg } B}{\text{kg}(A+B)}\right] \text{în faza de rafinat} \\ Y &= \frac{y_B}{y_A + y_B} = \frac{y_B}{100 - y_C}; && \left[\frac{\text{kg } B}{\text{kg}(A+B)}\right] \text{în faza de extract} \\ z &= \frac{x_C}{x_A + x_B} = \frac{x_C}{100 - x_C}; && \left[\frac{\text{kg } C}{\text{kg}(A+B)}\right] \text{în faza de rafinat} \\ Z &= \frac{y_C}{y_A + y_B} = \frac{y_C}{100 - y_C}. && \left[\frac{\text{kg } C}{\text{kg}(A+B)}\right] \text{în faza de extract} \end{aligned}\right\} \quad (9\text{-}4)$$

Formulele pentru calculul invers sînt:

$$\left.\begin{aligned} x_A &= \frac{1 - X}{1 + z}; & y_A &= \frac{1 - Y}{1 + Z} \\ x_B &= \frac{X}{1 + z}; & y_B &= \frac{Y}{1 + Z} \\ x_C &= \frac{z}{1 + z}; & y_C &= \frac{Z}{1 + Z} \end{aligned}\right\} \quad (9\text{-}4\text{ a})$$

b) Coordonatele X', Y'-z', Z' pentru sistemele corp solid-lichid (fig. 9-6; cu aceleași notații ca pe fig. 9-4) sînt:

$$\left.\begin{aligned} X' &= \frac{x_B}{x_B + x_C} = \frac{x_B}{100 - x_A}; && \left[\frac{\text{kg } B}{\text{kg}(B+C)}\right] \text{în curentul inferior} \\ Y' &= \frac{y_B}{y_B + y_C} = \frac{y_B}{100 - x_A}; && \left[\frac{\text{kg } B}{\text{kg}(B+C)}\right] \text{în curentul superior} \\ z' &= \frac{x_A}{x_B + x_C} = \frac{x_A}{100 - x_A}; && \left[\frac{\text{kg } A}{\text{kg}(B+C)}\right] \text{în curentul inferior} \\ Z' &= \frac{y_A}{y_B + y_C} = \frac{y_A}{100 - y_A}; && \left[\frac{\text{kg } A}{\text{kg}(B+C)}\right] \text{în curentul superior} \end{aligned}\right\} \quad (9\text{-}5)$$

$$X' = Y'; \quad Z' = 0; \quad 0 \leqslant (X',\ Y') \leqslant 1; \quad 0 \leqslant z' \leqslant \infty.$$

[1] Diagramă ajutătoare pentru aflarea conodelor.

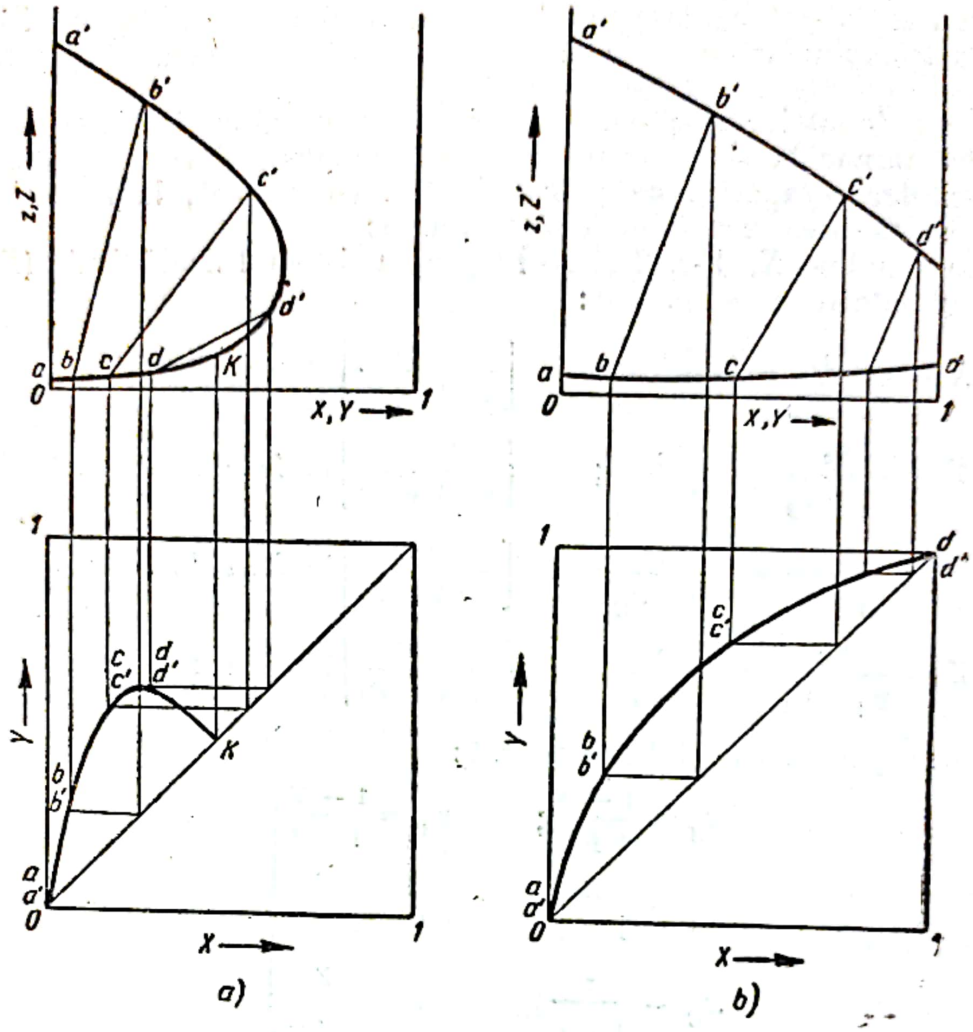


Fig. 9-5. Sistemul lichid-lichid cu una *(a)* şi cu două *(b)* perechi de componenţi parţiali solubili unul într-altul (la $t = const.$).

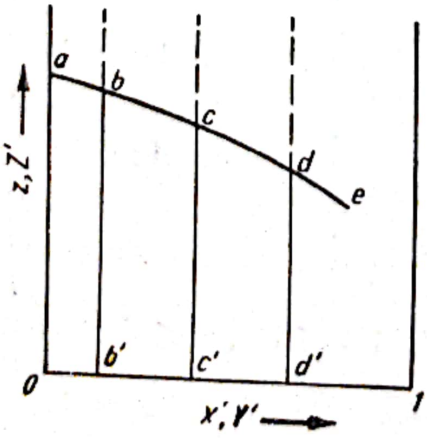


Fig. 9-6. Sistemul corp solid-lichid (la $t = const.$).

În aceste formule:

x_A, x_B, x_C reprezintă conținutul componenților A, B, C în faza de rafinat (în curentul inferior), în % masă;

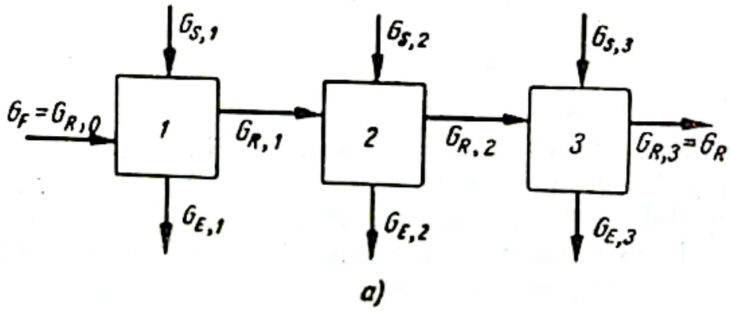
y_A, y_B, y_C — conținutul în echilibru de componenți A, B, C în faza de extract (în curentul superior), în % masă.

7. Extracția lichid-lichid în curent încrucișat. Ecuația bilanțului general de materiale pentru treapta n de extracție[1] (fig. 9-7, *a*) este:

$$G_{R,\,n-1} + G_{S,\,n} = G_{R,\,n} + G_{E,\,n}. \qquad (9\text{-}6)$$

Ecuația bilanțului de materiale pentru componentul extras, pentru treapta n, este:

$$G_{R,\,n-1} \cdot x_{n-1} + G_{S,\,n} \cdot y_S = G_{R,\,n} \cdot x_n + G_{E,\,n} \cdot y_n. \qquad (9\text{-}7)$$



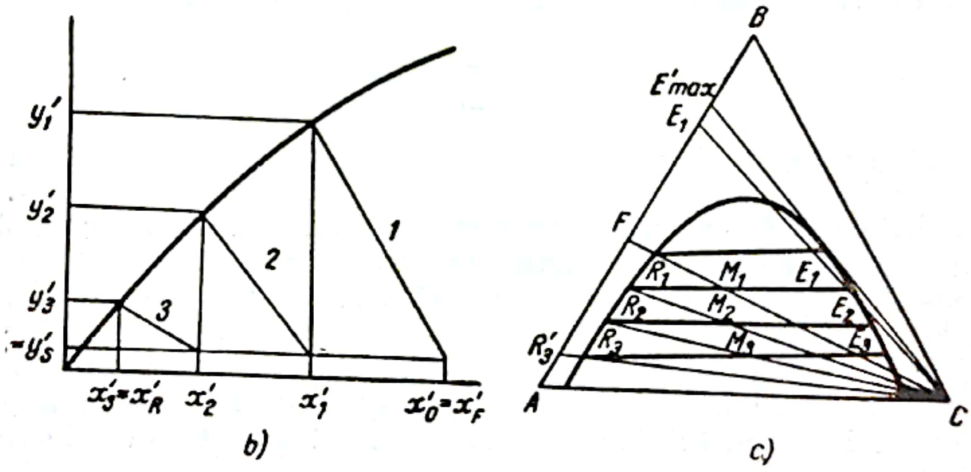


Fig. 9-7. Extracția lichid-lichid în curent încrucișat.

În cazul cînd solubilitatea reciprocă a solventului primar și a celui secundar (agent de extracție) se poate neglija, pentru calcul se utilizează diagrama rectangulară în coordonatele $x' - y'$ (p. 525).

[1] Semnificația notațiilor: F — amestec inițial; S — solvent secundar sau agent de extracție; R — rafinat; E — extract.

Cantitatea solventului primar A în amestecul inițial este:

$$G_A = G_F \frac{100 - x_F}{100} \text{[kg]} \quad \text{sau} \quad \text{[kg/s]}. \tag{9-8}$$

Cantitatea de solvent secundar C_n în extract este:

$$G_{C_n} = G_S \frac{100 - y_S}{100} \text{[kg]} \quad \text{sau} \quad \text{[kg/s]}. \tag{9-9}$$

Ecuația liniei de lucru pentru treapta n este:

$$y'_n = -\frac{G_A}{G_{C_n}} (x'_n - x'_{n-1}) + y'_S. \tag{9-10}$$

Unghiul de înclinare al liniei de lucru α este caracterizat de relația:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{G_A}{G_{C_n}}. \tag{9-11}$$

Numărul treptelor de variație a concentrației (numărul treptelor de extragere) se determină prin numărul liniilor de lucru pe diagramă (fig. 9-7, *b*).

În cazul parțialei solubilități a solventului primar și a agentului de extracție, pentru calcule se folosește diagrama triunghiulară (fig. 9-7, *c*).

Poziția punctului M_n, ce caracterizează compoziția generală a amestecului pe treapta n, se determină după regula pîrghiei prin relația curenților:

$$\frac{G_{R,\,n-1}}{G_{S,\,n-1}}.$$

Compoziția rafinatului x_n și a extractului y_n, rezultați din treapta n, se determină prin capetele conodelor (R_n și E_n), duse prin punctul M_n. Cantitatea de rafinat și de extract se determină de asemenea după regula pîrghiei.

Numărul necesar de trepte teoretice de extracție se determină prin numărul de conode E_nR_n care încap pe diagramă pînă la atingerea compoziției date a rafinatului x_R.

Compoziția și cantitatea extractelor sau ale rafinatului după distilarea solventului se determină prin punctul intersecției dreptei duse prin vîrful C al triunghiului și punctul figurativ al extractului brut sau rafinatului cu latura AB.

Ordinea calculelor și a construcțiilor grafice se va vedea în exemplele 2 și 3.

8. Extracția lichid-lichid în contracurent. Ecuația bilanțului general de materiale pentru treapta n a instalației de extracție (fig. 9-8, *a*) este:

$$G_F + G_S = G_R + G_E. \tag{9-12}$$

Ecuația bilanțului de materiale pentru componentul extras este:

$$G_F x_F + G_S y_S = G_R x_R + G_E y_E. \tag{9-13}$$

Scanned with OKEN Scanner

În cazul cînd solubilitatea reciprocă a solventului primar și a agentului de extracție se poate neglija, cantitățile de solvenți puri primar G_A și secundar G_C, la fiecare treaptă, vor fi identice. Atunci, ecuația bilanțului de materiale pentru componentul extras este:

$$G_A(x'_F - x'_R) = G_C(y'_E - y'_S). \tag{9-14}$$

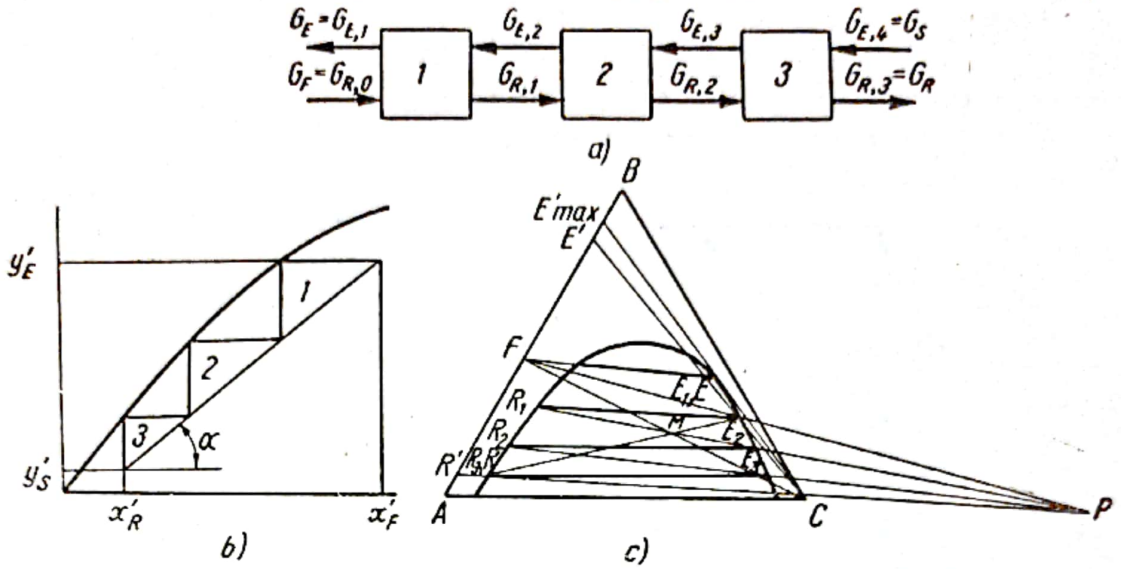


Fig. 9-8. Extracția lichid-lichid în contracurent.

Ecuația liniei de lucru este:

$$y'_{n+1} = \frac{G_A}{G_C}(x'_n - x'_F) + y'_E. \tag{9-15}$$

Unghiul înclinării liniei de lucru α(fig. 9.8, *b*) se determină din relația:

$$\operatorname{tg}\alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{y'_E - y'_S}{x'_F - x'_R}. \tag{9-16}$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracție se determină grafic (a se compara cu determinarea numărului de trepte la absorbție).

În cazul calculului procesului cu ajutorul diagramei triunghiulare (fig. 9.8,*c*), cantitatea de curenți se exprimă prin poziția punctului M, ce caracterizează compoziția fictivă (convențională) a amestecului în instalația de extracție, și se determină după regula pîrghiei din relațiile:

$$G_F + G_S = G_R + G_E = G_M;$$

$$\frac{G_F}{G_S} = \frac{\overline{MC}}{\overline{FM}}; \qquad \frac{G_E}{G_R} = \frac{\overline{MR}}{\overline{ME}}. \tag{9-17}$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracție se determină prin numărul conodelor E_nR_n care încap în construcția de pe diagramă pînă la atingerea compoziției date a rafinatului x_R.

Punctul P, numit polul de extracție, este punctul de intersecție a dreptelor concurente duse prin punctele F și E, R și C, R_n și E_{n+1} și servește pentru

Scanned with OKEN Scanner

aflarea punctelor figurative ale extractelor pe ramura extractelor curbei binodale.* Ordinea calculelor şi a construcţiilor grafice se va vedea în exemplul 4.

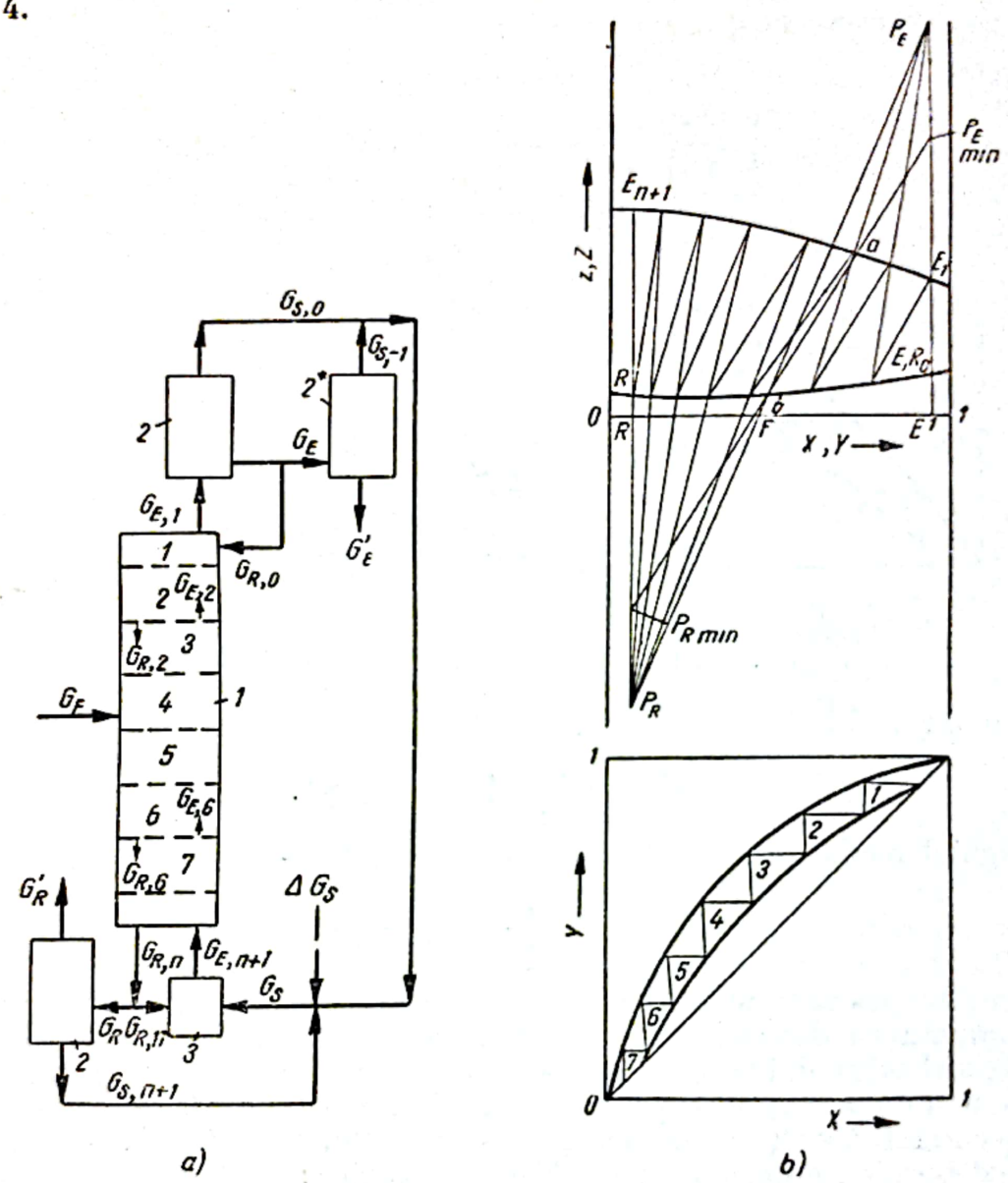


Fig. 9-9. Extracţia lichid-lichid în contracurent cu reflux:
1 — extractor; *2* şi *2** — aparate pentru distilarea solventului; *3* — vas de amestecare.

9. Extracţia lichid-lichid în contracurent cu reflux.** Bilanţul general de materiale pentru instalaţia de extracţie (fig. 9-9, *a*) este:

$$G_F = G'_E + G'_R \qquad (9\text{-}18)$$

* Polul de extracţie se poate afla atît la dreapta, cît şi la stînga triunghiului.
** În funcţie de condiţii se poate utiliza ca reflux unul din componenţi sau ambii.

Scanned with OKEN Scanner

(aici, ca și în continuare, se admite că curenții $G_{S,0}$, G_{S-1} și $G_{S,n+1}$ reprezintă solventul pur, iar curenții G'_E și G'_R nu conțin solvent).

Bilanțul de materiale pentru componentul extras B este:

$$G_F X_F = G'_E Y_E + G'_R X_R. \tag{9-19}$$

Coeficienții minimali de reflux ai extractului $R_{E\,min}$ și rafinatului $R_{R\,min}$ se determină (fig. 9-9, *b*) prin punctele de intersecție $R_{E\,min}$ și $R_{R\,min}$ (polurile părții de extracție sau de concentrare, și de rafinare sau de epuizare, a coloanei) ale conodelor ab, trecînd la prelungirea lor prin punctul F cu ordonatele, trecute prin punctele figurative E' și R':

$$\left.\begin{aligned} R_{E_{min}} &= \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E_{min}}E_1}}{\overline{E_1E}} \\ R_{R_{min}} &= \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{\overline{P_{R_{min}}R}}{\overline{RE_{n+1}}} \end{aligned}\right\}. \tag{9-20}$$

Refluxurilor minime le corespunde un număr infinit de trepte de extracție necesare. Coeficienții de lucru ai refluxului sînt:

$$\left.\begin{aligned} R_E &= \beta R_{E_{min}} = \frac{\overline{P_E E_1}}{\overline{E_1 E}} \\ R_R &= \beta R_{R_{min}} = \frac{\overline{P_R R}}{\overline{RE_{n+1}}} \end{aligned}\right\}, \tag{9-21}$$

unde β este coeficientul de exces al refluxului, totdeauna mai mare ca 1.

Cantitatea curenților și consumul de solvent se determină pe calea următoarelor calcule:

$$\begin{gathered} G_{S-1} = G'_E z_E; \\ G_E = G'_E + G_{S-1} = G'_E(1 + z_E); \\ G_{R,0} = R_E G_E; \end{gathered} \tag{9-22}$$

$$G_{R,0} + G_E = G_E(1 + R_E) = G'_E(1 + z_E)(1 + R_E);$$

$$G_{S,0} = \frac{G_{R,0} + G_E}{1 + z_E}(Z_{E,1} - z_E) = G'_E(1 + R_E)(Z_{E,1} - z_E); \tag{9-23}$$

$$G_{E,1} = G_{S,0} + (G_{R,0} + G_E) \text{ etc.}$$

$$\begin{gathered} G_{S,n+1} = G'_R z_R; \\ G_R = G'_R + G_{S,n+1} = G'_R(1 + z_R); \\ G_{R,n+1} = R_R G_R = R_R G'_R (1 + z_R); \end{gathered} \tag{9-24}$$

$$G_{C,n+1} = R_R G'_R z_R \text{ etc.} \tag{9-25}$$

Aici, $G_{C,n+1}$ este cantitatea de solvent C în rafinatul $G_{R\,n+1}$, îndreptat în vasul amestecător.

Cantitatea totală de solvent care circulă este:

$$G_{S_{tot.}} = G'_E[(1 + R_E)(Z_{E,1} - z_E) + z_E] + G'_R(1 + R_R)\, z_R. \qquad (9\text{-}26)$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracţie se determină grafic cu ajutorul diagramelor X, Y-z, Z şi $X-Y$ (fig. 9-9, *b*). Metoda de construcţie este descrisă în exemplele 10 şi 11.

10. Extracţia din corp solid (elutriere [1] sau solubilizare [2], spălare [3]) cu schimbarea periodică a solventului *.

Ecuaţia bilanţului de materiale pentru treapta n este aceeaşi ca şi pentru extracţia lichid-lichid în curent încrucişat [fig. 9-10, *a* şi ecuaţiile (9-6) şi (9-7)].

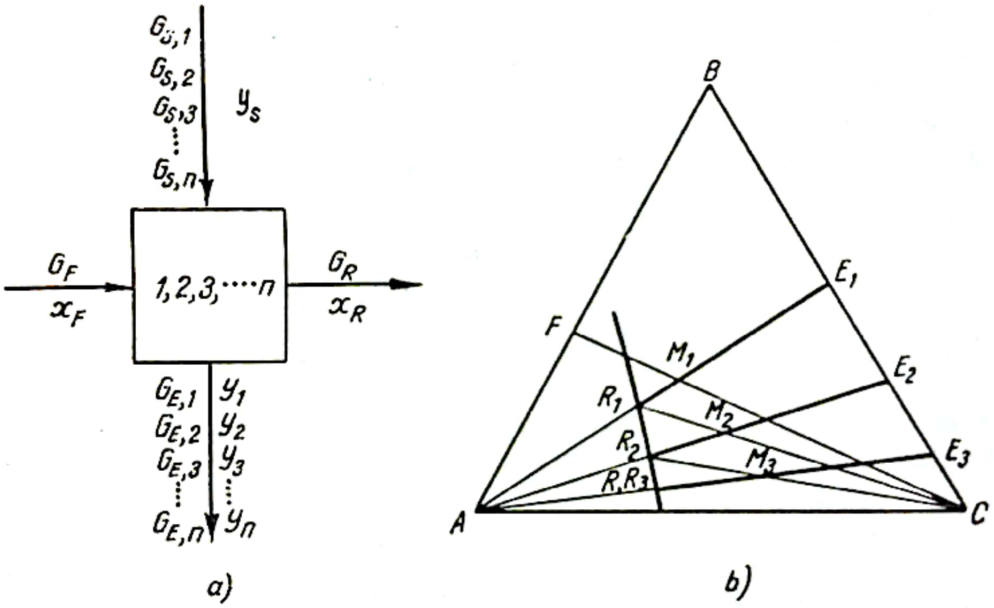


Fig. 9-10. Extracţia solid-lichid cu schimbarea periodică a solventului.

În cazul cînd prelucrarea are loc cu solvent pur C, gradul de extracţie al componentului extras (raportul dintre cantitatea de component de extras din reziduu şi cantitatea acestui component în materialul iniţial) se poate calcula după formula:

$$\varphi = \frac{G_{R,n}x_n}{G_F x_F} = \frac{1}{(1 + a_1)(1 + a_2)(1 + a_3) \ldots (1 + a_i) \ldots (1 + a_n)}, \qquad (9\text{-}27)$$

* Schema procesului este analogă extracţiei lichid-lichid în curent încrucişat.

[1] Sau extracţia solid-lichid (cînd amestecul de separat este solid) (*Nota trad.*).

[2] Sau extracţia corpurilor solide cu apă (*Nota trad.*).

[3] Cînd componentul solubil în lichid (componentul care se separă) este o impuritate (*Nota trad*).

unde:

$a_i = \frac{G_{E,i}}{G'_{R,i}}$ este așa-numitul raport al curenților: raportul masei soluției separate la masa soluției, reținute de substanța solidă (se poate folosi și raportul volumelor soluțiilor);

$G'_{E,i} = G_{R,i}(1 - x_A)$ — masa componenților B și C.

Dacă raportul curenților este constant, adică $a_1 = a_2 = a_3 = a_n = \text{const.}$, atunci formula se simplifică:

$$\varphi = \frac{1}{(1 + a)^{N_C}}, \tag{9-28}$$

unde N_C este numărul de trepte de extragere.

Calculul cu ajutorul diagramei triunghiulare este analog calculului pentru extracția lichid-lichid în curent încrucișat (fig. 9-10, *b*).

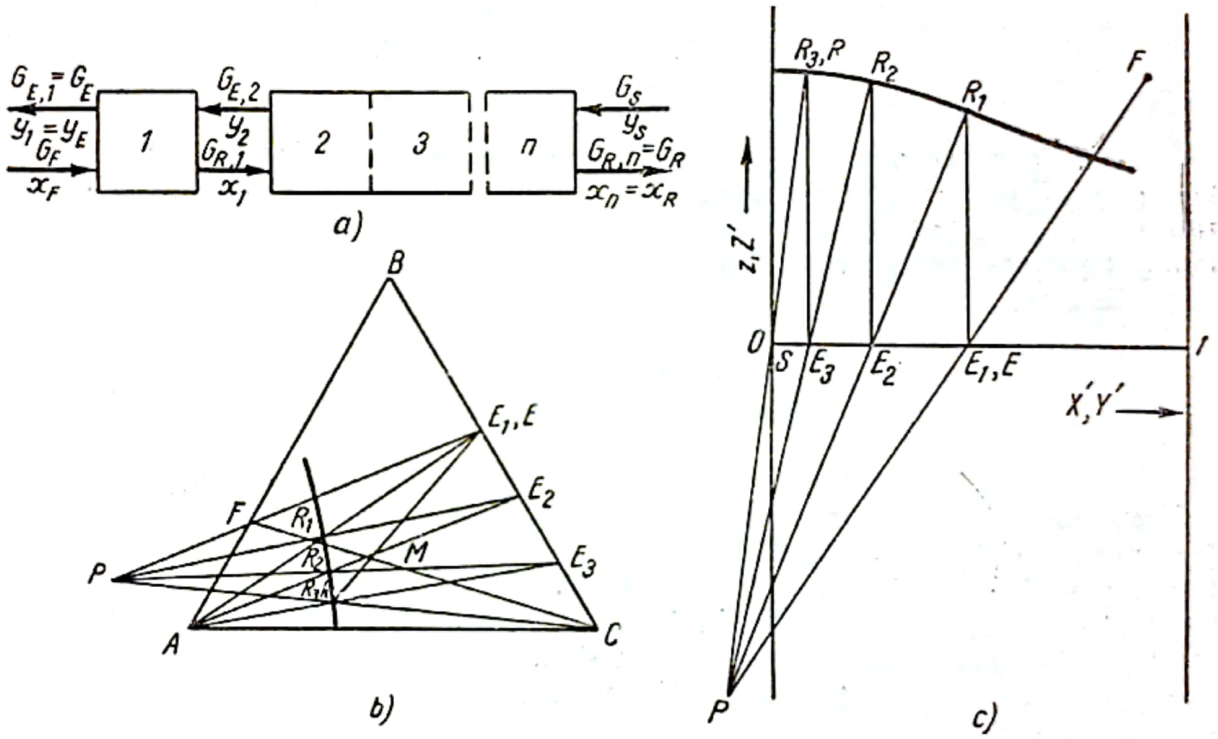


Fig. 9-11. Extracția solid-lichid în contracurent.

11. Extracția solid-lichid în contracurent. Ecuațiile bilanțurilor de materiale sînt aceleași ca și pentru extracția lichid-lichid în contracurent [fig. 9-11, *a* și ecuațiile (9-12) și (9-13)].

În cazul cînd raportul curenților pentru toate treptele, afară de prima, este constant, adică $a_2 = a_3 = \ldots = a = \text{const.}$, gradul de extracție al componentului de extras se poate determina după formula:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \ldots + a^{n-1}) - \frac{G_S y_S}{G_{R,n} x_n}[1 + a_1(1 + a + a^2 + \ldots + a^{n-2})]}. \tag{9-29}$$

La întrebuinţarea solventului pur ($y_S = 0$), această expresie se simplifică:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \ldots + a^{n-1})}. \qquad (9\text{-}30)$$

Dacă, afară de aceasta, materialul solid care se introduce conţine deja aceeaşi cantitate de soluţie, ca şi între trepte, adică $a_1 = a$, se obţine:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a + a^2 + \ldots + a^n}. \qquad (9\text{-}31)$$

Numărul necesar de trepte teoretice de extracţie *, la raport constant al curenţilor $a_2 = a_3 = \ldots = a = \text{const.}$, se poate determina după formula:

$$n_C - 1 = \frac{\lg \dfrac{x_R - y_S}{x_1 - y_2}}{\lg \dfrac{y_2 - y_S}{x_1 - x_S}} = \frac{\lg \dfrac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \dfrac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}}. \qquad (9\text{-}32)$$

În cazul general, calculul se poate efectua cu ajutorul diagramei triunghiulare (fig. 9-11, *b*) sau al diagramei rectangulare în coordonatele X', Y'-z', Z' (fig. 9-11, *c*). Metoda de calcul este analogă calculului pentru extracţia lichid-lichid în contracurent (p. 528).

EXEMPLE

Exemplul 1. Să se construiască diagrama triunghiulară a echilibrului de fază pentru sistemul apă-acetonă-clorbenzen. Datele necesare se vor lua din tabela 9-1. Să se determine pe diagramă: *a)* conţinutul în apă şi clorbenzen în stratul apos, cu concentraţia în acetonă de 45% masă; *b)* compoziţia stratului de clorbenzen în echilibru cu stratul apos; *c)* cantitatea de acetonă la adăugarea căreia va înceta stratificarea amestecului de 0,11 kg clorbenzen şi 0,09 kg apă.

Rezolvare. Se desenează un triunghi echilateral (fig. 9-12). Se găsesc pe latura AC punctele *1* şi *1'*, corespunzătoare primului rînd din tabela 9-1. În interiorul triunghiului se găsesc punctele *2* şi *2'*, corespunzătoare celui de-al doilea rînd al tabelei, şi se unesc prin segmentul de dreaptă *2-2'*. La căutarea punctelor în interiorul triunghiului, la început se fixează pe latura AB

* Acest număr se poate determina grafic, identic ca şi pentru sistemul binar, pe diagrama rectangulară în coordonatele y—x', unde $x' = \dfrac{x_B}{1 - x_A}$, adică masa substanţei solide nedizolvate nu participă în calcul. În acest caz, ecuaţia liniei de echilibru este $y^* = x'$; ecuaţiile liniilor de lucru se deduc uşor din ecuaţiile bilanţurilor de materiale.

conţinutul acetonei în soluţie, iar apoi paralel cu latura AC conţinutul în clorbenzen. După aflarea tuturor punctelor, ele se unesc printr-o curbă continuă.

a) Prin punctul a, pe latura AB se duce dreapta ab, paralelă laturii AC. Segmentul ab este locul geometric al punctelor, caracterizînd amestecuri cu un conţinut de 45% masă acetonă. La intersecţia segmentului ab cu

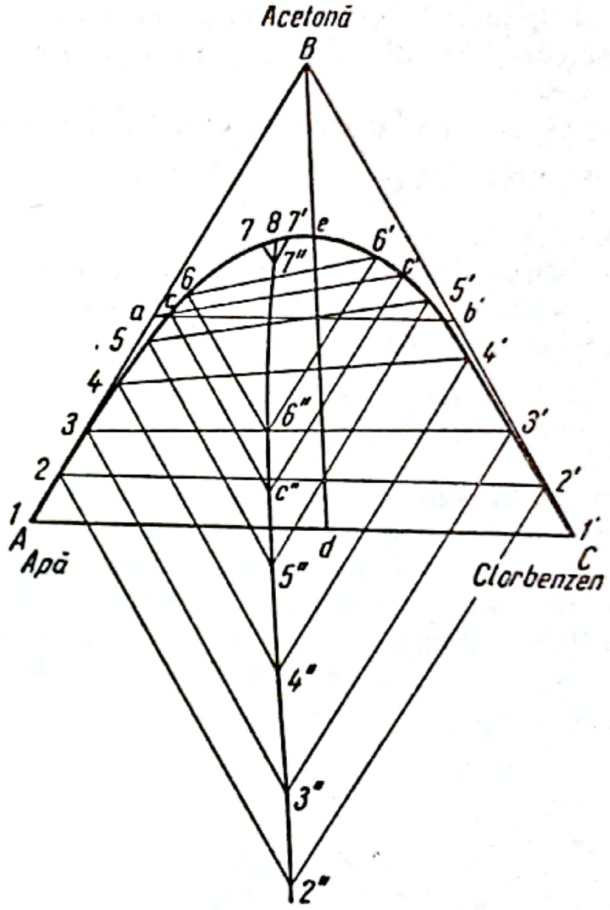


Fig. 9-12. (La exemplul 1).

Tabela 9-1

Compoziţiile în echilibru ale fazelor existente, în % masă

Stratul apos			Stratul de clorbenzen		
apă	acetonă	clorbenzen	apă	acetonă	clorbenzen
99,89	0	0,11	0,18	0	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,32	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	60,58	13,76

Scanned with OKEN Scanner

partea stîngă a curbei binodale se găsește punctul c, ce caracterizează compoziția stratului apos: 52,8% masă apă, 2,2% masă clorbenzen.

b) Pentru determinarea compoziției fazei coexistente, prin punctele $2,2'$, $3, 3'$,..., $7,7'$ se duc drepte, paralele cu laturile laterale ale triunghiului, iar punctele intersecției lor $2''$, $3''$, ..., $7''$ se unesc printr-o dreaptă continuă. Apoi, prin punctul c se duce o dreaptă paralelă laturii BC, pînă la intersecția cu curba de legătură în punctul c'', iar din punctul c'' — o dreaptă, paralelă laturii AB, pînă la intersecția cu curba binodală. Punctul c' este cel căutat.

Conținutul stratului: 54,9% masă acetonă; 4,3% masă apă, 40,8% masă clorbenzen.

c) Se găsește pe latura AC punctul d, ce caracterizează compoziția generală a amestecului dat $\left(\frac{0,09}{0,09 + 0,11} 100 = 45\%\right.$ masă apă și 55% masă clorbenzen$\left.\right)$. La adaosul în acest amestec a acetonei, compoziția lui generală se va modifica după linia dB, la intersecția căreia cu curba binodală se găsește punctul căutat e. Cantitatea necesară de acetonă se determină din corelația segmentelor Be și ed:

$$\frac{G_d}{G_B} = \frac{Be}{ed}; \quad G_B = \frac{(0,09 + 0,11)\ 53,5}{33} = 0,325 \text{ kg}.$$

Exemplul 2. Acetona se extrage cu clorbenzen dintr-o soluție apoasă 50%. Rafinatul trebuie să conțină nu mai mult de 2% masă acetonă. Folosind diagrama construită în exemplul precedent, să se determine cantitatea de solvent necesară pentru prelucrarea a 100 kg amestec inițial, dacă extracția are loc într-o singură treaptă. Să se determine de asemenea cantitatea de rafinat, cantitatea și compoziția extractului, după îndepărtarea solventului.

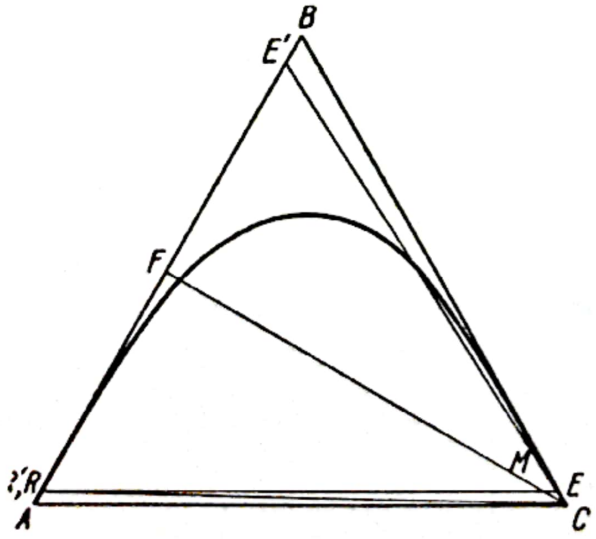


Fig. 9-13. (La exemplul 2).

Rezolvare. Prin punctul R (fig. 9-13), ce caracterizează compoziția rafinatului, se duce conoda RE. Punctul F ce caracterizează compoziția amestecului inițial se unește cu vîrful C al triunghiului. Punctul M de intersecție al liniilor FC și RE determină compoziția amestecului de soluție inițială cu

solventul, necesar pentru obținerea rafinatului de compoziție dată. Cantitatea necesară de solvent se află din corelația:

$$\frac{G_S}{G_F}=\frac{FM}{MC};\qquad G_S=\frac{100\cdot 81{,}5}{5}=1\,630\ \text{kg}.$$

Masa amestecului obținut este:

$$G_M=1\,630+100=1\,730\ \text{kg}.$$

Cantitatea de extract se află din corelația:

$$\frac{G_E}{G_M}=\frac{RM}{RE};\qquad G_E=\frac{1\,730\cdot 94{,}4}{97}=1\,682\ \text{kg}.$$

Masa rafinatului este:

$$G_R=G_M-G_E=1\,730-1\,682=48\ \text{kg}.$$

Cantitatea de extract după îndepărtarea solventului din el va fi:

$$G'_E\approx G_E-G_S=1\,682-1\,630=52\ \text{kg},$$

întrucît, în acest caz, solubilitatea clorbenzenului în rafinat se poate neglija.

Compoziția extractului după îndepărtarea solventului din el se determină prin punctul de intersecție E' al laturii AB cu linia dusă din vîrful C prin punctul E; conținutul: în acetonă 95,5% masă, în apă 4,5% masă.

Exemplul 3. În condițiile exemplului precedent să se determine cantitatea necesară de solvent, compoziția și cantitatea de produse și numărul treptelor de extracție, dacă pe fiecare treaptă extracția se efectuează cu solvent proaspăt în cantitate egală cu masa amestecului de prelucrat.

Rezolvare. La amestecarea cantităților egale de soluție inițială și clorbenzen, poziția punctului M (fig. 9-14) ce caracterizează compoziția comună a amestecului se determină din corelația:

$$\frac{FM_1}{M_1C}=\frac{100}{100}=1;\quad FM_1=M_1C.$$

Prin punctul M_1 se duce conoda R_1E_1. Punctele R_1 și E_1 caracterizează compozițiile și cantitățile rafinatului și ale extractului primei trepte. Rafinatul primei trepte se separă și din nou se amestecă cu o cantitate de solvent egală masei lui. Poziția punctului M_2, ce determină compoziția amestecului în treapta a doua, se află din corelația:

$$\frac{G_{R,1}}{G_S}=\frac{M_2C}{R_1M_2}=1;\quad R_1M_2=M_2C.$$

Prin punctul M_2 din nou se duce conoda etc. Construcția se continuă pînă cînd va fi atinsă compoziția cerută de rafinat. În exemplul de față, pentru aceasta sînt necesare patru trepte de extracție.

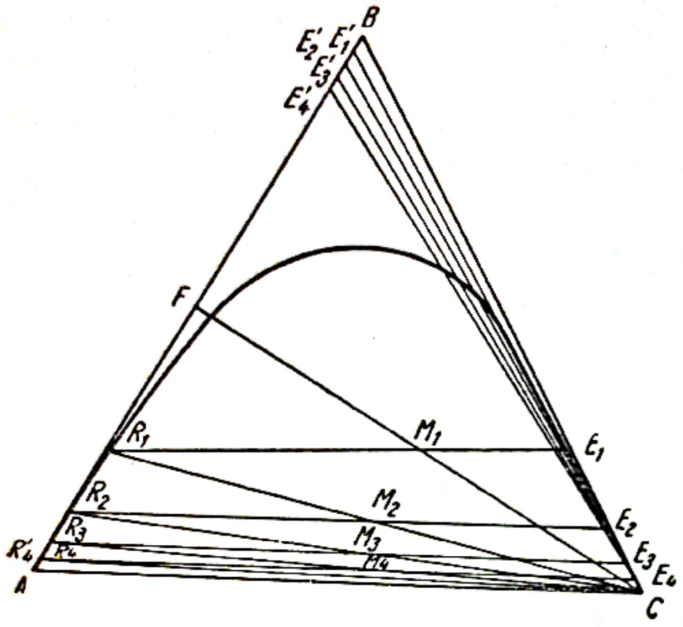


Fig. 9-14. (La exemplul 3).

Se determină cantitățile de rafinat și solvent pe trepte:

$$G_{S,i} = G_{R,i-1};$$

$$G_{R,i} = \frac{2\,G_{R,i-1}M_iE_i}{R_iE_i};$$

$$G_{S,1} = G_{R,0} = G_F = 100 \text{ kg};$$

$$G_{R,1} = \frac{2 \cdot 100 \cdot 23,5}{74} = 63,5 \text{ kg};$$

$$G_{S,2} = 63,5 \text{ kg};$$

$$G_{R,2} = \frac{2 \cdot 63,5 \cdot 37,5}{86,5} = 55,1 \text{ kg};$$

$$G_{S,3} = 55,1 \text{ kg};$$

$$G_{R,3} = \frac{2 \cdot 55,1 \cdot 44}{93} = 52,1 \text{ kg};$$

$$G_{S,4} = 52,1 \text{ kg};$$

$$G_{R,4} = \frac{2 \cdot 52,1 \cdot 45}{96} = 49,0 \text{ kg}.$$

Cantitatea totală de solvent este:

$$G_S = \Sigma G_{S,i} = 100 + 63,5 + 55,1 + 52,1 = 270,8 \text{ kg}.$$

Cantitatea totală de extract este:

$$G_E = G_F + G_S - G_{R,4} = 100 + 270,8 - 49,0 = 321,8 \text{ kg}.$$

După îndepărtarea solventului rămîne:

$$G_{E'} = G_E - G_S = 321,8 - 270,8 = 51 \text{ kg}.$$

Compoziția medie a extractului este de ~ 96% masă acetonă.

Exemplul 4. În condiţiile exemplului 2 să se determine compoziţia şi cantitatea produselor şi, de asemenea, numărul treptelor teoretice de extracţie, dacă extracţia are loc în contracurent la un raport al curenţilor de 1 : 1.

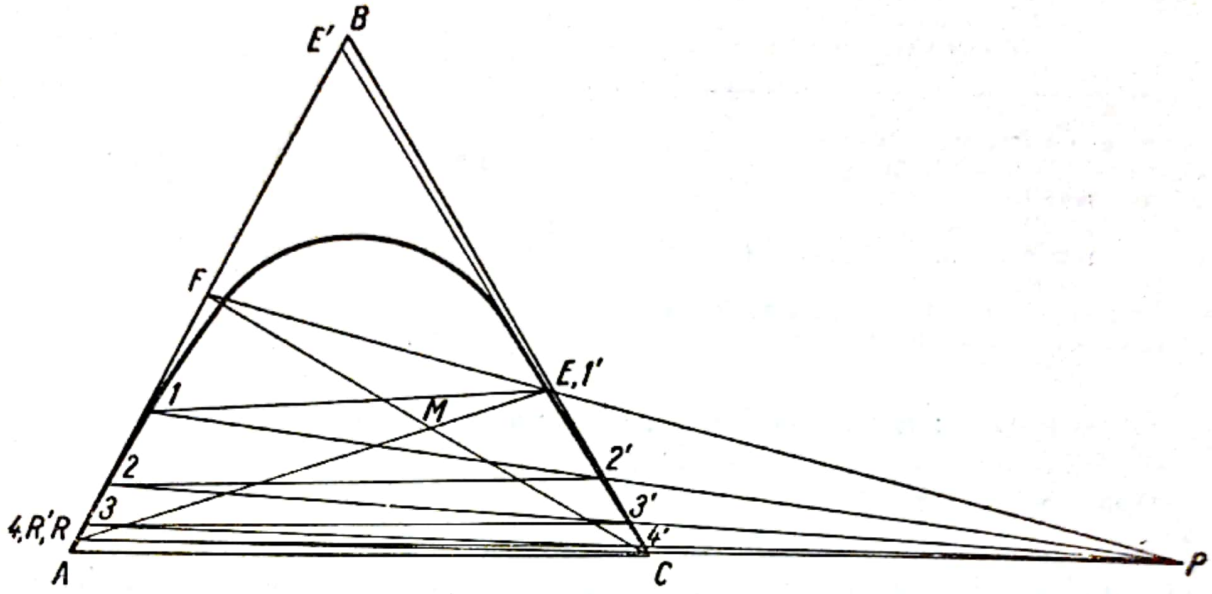


Fig. 9-15. (La exemplul 4).

Rezolvare. Prin punctul R (fig. 9-15), ce caracterizează compoziţia rafinatului, şi punctul M, ce determină compoziţia comună fictivă a amestecului soluţiei iniţiale cu întregul solvent (întrucît $G_F : G_S = 1$; $FM = MC$), se duce o dreaptă pînă la intersecţia cu ramura dreaptă a curbei binodale în punctul E corespunzător compoziţiei extrasului. La prelungirea segmentelor FE şi RC, ele se intersectează în punctul P (pol). Polul este punctul de întretăiere al tuturor dreptelor concurente care trec prin punctele ce caracterizează compoziţia rafinatului pe oricare treaptă şi compoziţia extractului pe treapta următoare. Liniile *1-1*, *2-2'*, ..., *4-4'* sînt conode; numărul lor determină numărul treptelor de extracţie. În acest mod, numărul treptelor se determină pe cale grafică, în succesiunea trasării liniilor: *FC*, *RME* (1'), *FEP*, *RCP*, *1-1'*, *1-P*, *2-2'*, *2*-P, *3'-3*, *3-P*, *4'-4* (R). În cazul dat, $N_c = 4$.

Cantitatea de extract se determină din relaţia:

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{G_E}{G_F + G_S} = \frac{RM}{RE}; \qquad G_E = \frac{(100 + 100)\ 64}{85} = 150{,}5 \text{ kg}.$$

După îndepărtarea solventului din extract, masa ultimului va fi:

$$G'_E = 150{,}5 - 100 = 50{,}5 \text{ kg}.$$

Compoziţia extractului final este caracterizată de punctul E': acetonă 97,5% masă; apă 2,5% masă.

Cantitatea de rafinat este:

$$G'_R \approx G_R = G_M - G_E = 200 - 150{,}5 = 49{,}5 \text{ kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Rezultatele exemplelor 2, 3 și 4 sînt date spre comparare în tabela 9-2.

Tabela 9-2

Caracteristica procesului	Curent încrucișat		Contracurent
Numărul de trepte	1	4	4
Consumul de solvent, în kg	1 630	270,8	100
Rafinat rezultat, în kg	48	49	49,5
Extract rezultat, în kg	1 682	321,8	150,5
Extract rezultat după îndepărtarea solventului, în kg	52	51	50,5
Conținutul de acetonă în extract după îndepărtarea solventului, în % masă	95,5	96	97,5

Datele inițiale: amestecul constă din apă A, acetonă B și clorbenzen C; $x_F = 50\%$ masă; $x_R = 2\%$ masă; $y_S = 0$; $G_F = 100$ kg.

Din tabelă se vede că extracția în contracurent are în cazul dat mari avantaje (consum mai mic de solvent, înaltă puritate a extractului ș.a).

Exemplul 5. Să se evalueze aproximativ dacă este justificată folosirea extracției în exemplul 4 și dacă îndepărtarea solventului din extract are loc prin rectificare continuă; conținutul maxim admis de clorbenzen în distilat este de 10% masă, acetonă în reziduu de 1% masă. Coeficientul de exces al rafinatului se ia în ambele cazuri egal cu 2.

Rezolvare. Extractul trimis la distilare se consideră, pentru simplificare, ca fiind amestec binar. Cifra minimă de reflux și numărul de talere teoretice se determină, după datele de echilibru, prin metodele obișnuite (calculul nu se redă aici). Datele obținute se redau în tabela 9-3.

Din compararea rezultatelor rezultă concluzia că, în cazul dat, este justificabilă folosirea extracției, dar economia, dacă se ia în considerare costul utilajului și cheltuielile de exploatare, va fi neînsemnată. Pentru o hotărîre definitivă a problemei este necesară o analiză mai amănunțită.

Exemplul 6. Amestecul binar de 1,4-dioxan cu apă nu poate fi separat prin rectificare la presiune atmosferică, ca urmare a formării unui amestec azeotrop. Pentru îndepărtarea dioxanului se folosește extracția lui din soluția apoasă cu benzen, urmată de rectificarea amestecului dioxan-benzen. Să se determine concentrația finală a dioxanului în apă, dacă 150 kg de 20% dioxan se prelucrează consecutiv cu cinci părți de benzen a 100 kg fiecare. Solventul proaspăt conține 2% masă dioxan. Pe fiecare treaptă de extracție se atinge echilibrul. Se neglijează solubilitatea reciprocă a apei și a benzenului.

Datele asupra solubilității dioxanului în apă și benzen la 25°C sînt:

conținutul dioxanului în apă, în % masă.....	5,1	18,9	25,2
conținutul dioxanului în benzen la echilibru, în % masă	5,2	22,5	32,0

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 9-3

Caracteristica procesului	Rectificarea amestecului acetonă-apă	Extracția acetonei și consecutiva rectificare a amestecului acetonă-clorbenzen
Conținutul acetonei în amestecul inițial masă, în %	50	32,5
Moli, în %	23,7	47,8
Conținutul acetonei în distilat masă, în %	97,5	90
Moli, în %	92,4	94,5
Conținutul acetonei în reziduu masă, în %	2	1
Moli, în %	0,63	1,9
Cifra de reflux		
R_{min}	0,38	0,16
R	0,76	0,32
Numărul de talere teoretice	10	7
Raportul consumului de căldură pentru rectificare $\frac{q_1}{q_2} = \frac{r(R_1+1)}{r(R_2+1)}$	$\frac{0,76+1}{0,32+1} = 1,33$	

Rezolvare. Se transformă procentele molare în fracțiuni molare relative:

$$x' = \frac{x}{100 - x}\left[\frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg apă}}\right];$$

$$y' = \frac{y}{100 - y}\left[\frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}\right].$$

La aceasta se obține:

conținutul dioxanului în apă, în kg dioxan/kg apă	0,0537	0,233	0,337
conținutul dioxanului în benzen la echilibru, în kg dioxan/kg benzen	0,0548	0,291	0,471

Conținutul dioxanului în amestecul inițial este:

$$x'_F = \frac{20}{100 - 200} = 0,25\ \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg apă}}.$$

Conținutul dioxanului în solventul proaspăt este:

$$y'_S = \frac{2}{100 - 2} = 0,022\ \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}.$$

Cantitatea de apă G_A în amestecul inițial G_F se poate determina după formula:

$$G_A = G_F\,\frac{100 - x_F}{100} = \frac{150(100 - 20)}{100} = 120\ \text{kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de benzen G_C, ce revine la $G_S = 100$ kg solvent proaspăt, se poate afla astfel:

$$G_C = G_S \frac{100 - y_S}{100} = \frac{100(100 - 2)}{100} = 98 \text{ kg}.$$

Tangenta unghiului liniilor de lucru se calculează cu formula (9-16):

$$\text{tg } \alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{120}{98} = 1{,}225.$$

Pe figura 9-16, prin punctul 1 cu coordonatele x'_F şi y'_S se duce o dreaptă cu înclinarea 1,225 :1, pînă la intersecţia cu linia de echilibru. Coordonatele punctului de intersecţie caracterizează conţinuturile extractului y'_1 şi rafinatului x'_1 pentru prima treaptă. Prin punctul *2* cu coordonatele x'_1 şi y'_S,

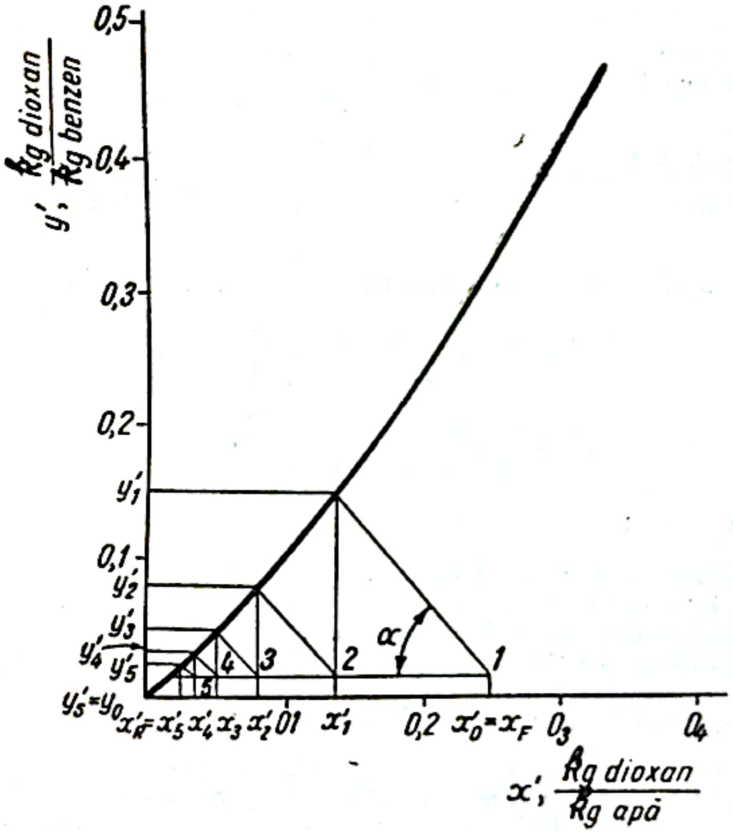


Fig. 9-16.
(La exemplul 6).

din nou se duce o dreaptă cu înclinarea 1,225 : 1, pînă la intersecţia cu dreapta de echilibru etc. Conţinutul rafinatului pe ultima treaptă este:

$$x'_R = x'_5 = 0{,}022 \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg apă}}$$

sau

$$x_R = x_5 = \frac{0{,}022 \cdot 100}{1 + 0{,}022} = 2{,}15\% \text{ masă dioxan}.$$

Exemplul 7. Într-un extractor în contracurent cu funcționare continuă se prelucrează cu benzen pur, ape fenolice reziduale cu scopul curățirii apei și îndepărtării fenolului. Să se determine cantitatea necesară de solvent și numărul treptelor teoretice de extracție, dacă pe oră se prelucrează 10 m^3 apă. Conținutul fenolului în apă: inițial 8 kg/m^3, final 0,5 kg/m^3; concentrația finală a fenolului în benzen 25 kg/m^3; temperatura lichidului 25°C.

Rezolvare. Datele de echilibru se iau după [0-24, vol. 3, p. 303]:

conținutul fenolului în apă c_1, în val/l	0,0272	0,1013	0,3660
conținutul fenolului în benzen la echilibru c_2, în val/l	0,062	0,279	2,978

Se recalculează concentrațiile în kg/m^3:

$$x' \approx 15{,}686\ c_1,$$
$$y' \approx 15{,}686\ c_2;$$

la care se obține:

conținutul fenolului în apă x', în kg/m^3	0,426	1,59	5,74
conținutul fenolului în benzen la echilibru y', în kg/m^3	0,974	4,37	46,7

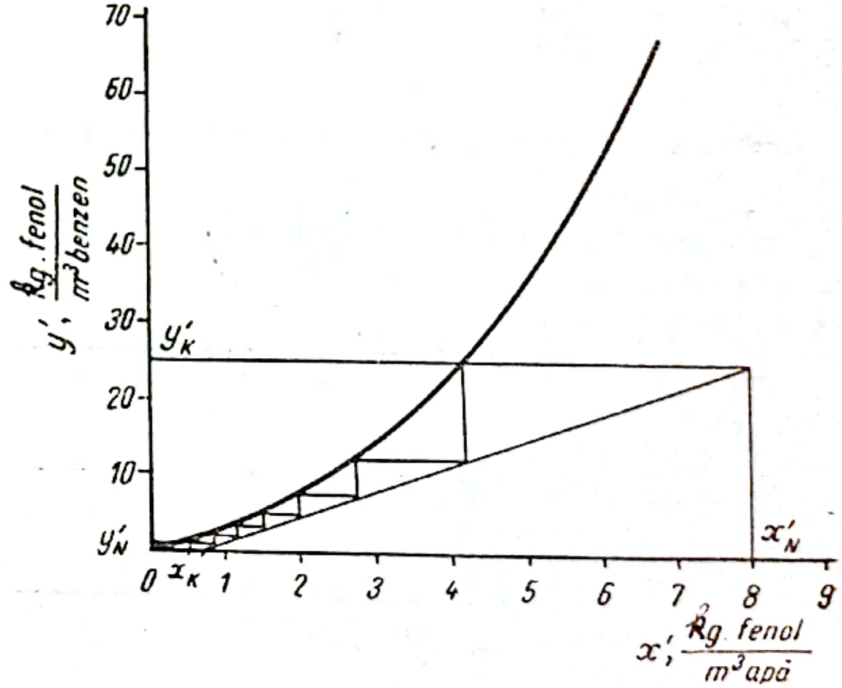


Fig. 9-17. (La exemplul 7).

Cantitatea necesară de benzen se află din ecuația bilanțului de materiale:

$$V_F(x'_N - x'_K) = V_S(y'_K - y'_N);$$

$$V_S = \frac{10}{3\,600} \cdot \frac{8 - 0{,}5}{25 - 0} = 0{,}00083\ m^3/s;$$

$$G_S = 0{,}00083 \cdot 879 = 0{,}73\ kg/s.$$

Numărul de trepte teoretice se determină grafic: se duce, pe diagrama de echilibru, linia de lucru construită după datele indicate (fig. 9-17), care trece prin punctele cu coordonatele x'_N, y'_K și x'_K, y'_N, și se înscriu, între linia de lucru și curba de echilibru, treptele de schimbare a concentrației. În cazul dat sînt necesare șapte trepte.

Exemplul 8. După datele * indicate în tabela 9-4, să se construiască diagramele de echilibru pentru sistemul apă A — acid acetic B — eter etilic C la 25°C în coordonatele: a) X, $Y-z$, Z; b) $X-Y$.

Tabela 9-4

Compozițiile la echilibru ale fazelor existente, în % masă

Stratul apos			Stratul eteric		
apă	acid acetic	eter etilic	apă	acid acetic	eter etilic
93,3	0	6,7	2,3	0	97,7
88,0	5,1	6,9	3,6	3,8	92,6
84,0	8,8	7,2	5,0	7,3	87,7
78,2	13,8	8,0	7,2	12,5	80,3
72,1	18,4	9,5	10,4	18,1	71,5
65,0	23,1	11,9	15,1	23,6	61,3
55,7	27,9	16,4	23,6	28,7	47,7

Rezolvare. Se recalculează concentrațiile cu formulele (9-4):

$$X = \frac{x_B}{x_A + x_B}\left[\frac{\text{kg acid acetic}}{\text{kg (apă + acid acetic)}}\right];$$

$$Y = \frac{y_B}{y_A + y_B}\left[\frac{\text{kg acid acetic}}{\text{kg (apă + acid acetic)}}\right];$$

$$z = \frac{x_C}{x_A + x_B}\left[\frac{\text{kg eter etilic}}{\text{kg(apă + acid acetic)}}\right];$$

$$Z = \frac{y_C}{y_A + y_B}\left[\frac{\text{kg eter etilic}}{\text{kg(apă + acid acetic)}}\right].$$

Datele obținute se trec în tabela 9-5.

Construcția diagramelor se face în modul obișnuit (fig. 9-18). Pe diagrama XY—zZ nu se duc conodele (pentru găsirea lor în calcule servește diagrama ajutătoare $X-Y$).

* Datele sînt luate din „Ind. Eng. Chem.", 38, 834 (1946).

Scanned with OKEN Scanner

Tabela 9-5

Stratul apos		Stratul eteric	
x	z	y	z
0	0,072	0	42,55
0,055	0,074	0,514	12,53
0,095	0,078	0,593	7,14
0,150	0,087	0,635	4,07
0,204	0,105	0,635	2,51
0,263	0,135	0,610	1,58
0,333	0,196	0,549	0,913

Exemplul 9. Să se determine cea mai mare concentrație a extractului, care poate fi atinsă, pentru sistemul apă-acid acetic-eter etilic, la 25°C, dacă extracția are loc în contracurent: *a)* pentru 15% acid în amestecul inițial; *b)* pentru 5% acid în amestecul inițial *.

Rezolvare. Pe diagrama $X-Y$ (fig. 9-18) se găsește că în echilibru cu amestecul inițial $X = 0{,}15$ se află extractul care conține acid acetic cu $Y = 0{,}635$; cu amestecul inițial $X = 0{,}05$ este în echilibru extractul cu $Y = 0{,}46$. În acest mod, în primul caz concentrația maximală a acidului acetic în extract (după distilarea solventului) este de 63,5% masă, în al doilea caz —46% masă (în condițiile reale, concentrațiile cele mai mari atinse vor fi cu ceva mai mici).

Exemplul 10. Să se calculeze numărul necesar de trepte și cantitatea de solvent pentru extracția acidului acetic din soluția apoasă cu eter etilic ($t = 25$°C), dacă concentrația amestecului inițial este de 5% masă, iar concentrația extractului după distilarea solventului este de 60% masă.

Pe oră se prelucrează 1 000 kg amestec inițial; eterul din rafinat și din extract se îndepărtează în întregime; conținutul de acid în reziduu nu este mai mare de 1% masă.

Rezolvare. Așa cum concentrația dată a extractului nu poate fi atinsă printr-o extracție obișnuită în contracurent (v. exemplul 9), se utilizează procedeul cu refluxarea unei părți de extract (fig. 9-19).

Se determină cifra minimă de reflux a extractului. Se duce conoda prin punctul F (fig. 9-18), ce caracterizează amestecul inițial $\left(X_F = \frac{5}{100} = 0{,}05;\ z_F = 0\right)$, până la intersecția cu verticala, dusă prin punctul E $\left(X_E = \frac{60}{100} = 0{,}6;\ Z_F = 0\right)$, corespunzător extractului final.

* Extracția acidului acetic din apă este justificată la nu prea mari concentrații, întrucît temperatura lui de fierbere este de 118,1°C și, pentru separarea prin rectificare a unei cantități mici de acid, va trebui evaporată și o cantitate de apă, egală cu $(G_F - G_W)(R + 1)$, unde G_W este masa acidului concentrat, iar R — cifra de reflux.

Scanned with OKEN Scanner

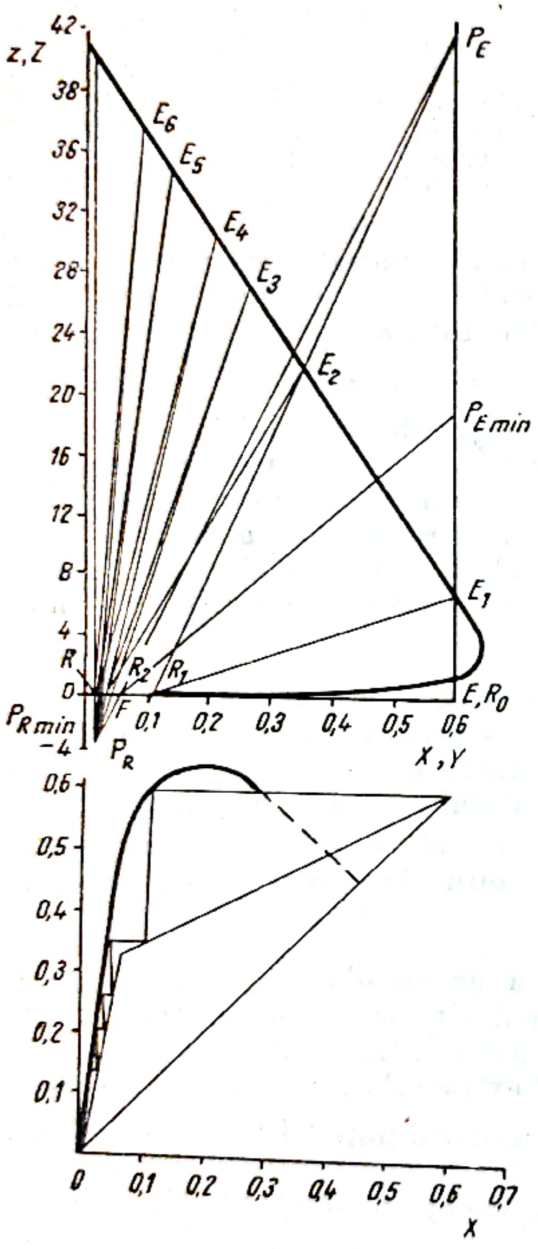


Fig. 9-18. (La exemplele 8, 9 și 10.)

Întrucît în cazul dat solventul se îndepărtează în întregime, rezultă [formula (9-20)]:

$$R_{E_{min}} = \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E_{min}}E_1}}{\overline{EE_1}} =$$

$$= \frac{Z_{P,E_{min}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - Z_{R,0}} =$$

$$= \frac{19 - 6{,}7}{6{,}7 - 0} = 1{,}835\,.$$

Se ia un coeficient de exces al refluxului $\beta = 3$:

$$R_{E_{min}} = 1{,}835 \cdot 3 = 5{,}51.$$

Se determină coordonata polului părții de concentrare a instalației $Z_{P,E}$:

$$5{,}51 = \frac{Z_{P,E} - 6{,}7}{6{,}7 - 0}; \qquad Z_{P,E} = 43{,}6.$$

Prin punctul P_E și F se duce o dreaptă pînă la intersecția cu verticala, dusă prin punctul R $\left(X_R = \frac{1}{93{,}3} \approx 0{,}01;\ z_R = \frac{6{,}7}{93{,}3} = 0{,}072\right)$, ce caracterizează compoziția rafinatului final (pînă la îndepărtarea solventului). Punctul obținut este polul părții de epuizare a instalației.

Mai departe se determină numărul treptelor de extracție trasînd consecutiv conodele și dreptele concurente și socotind numărul de conode. Ordinea construcției: E_1R_1, R_1P_E, E_2R_2, $P_RR_2E_3$, E_3R_3, $P_2R_3E_4$ etc., pînă la obținerea concentrației date a rafinatului.

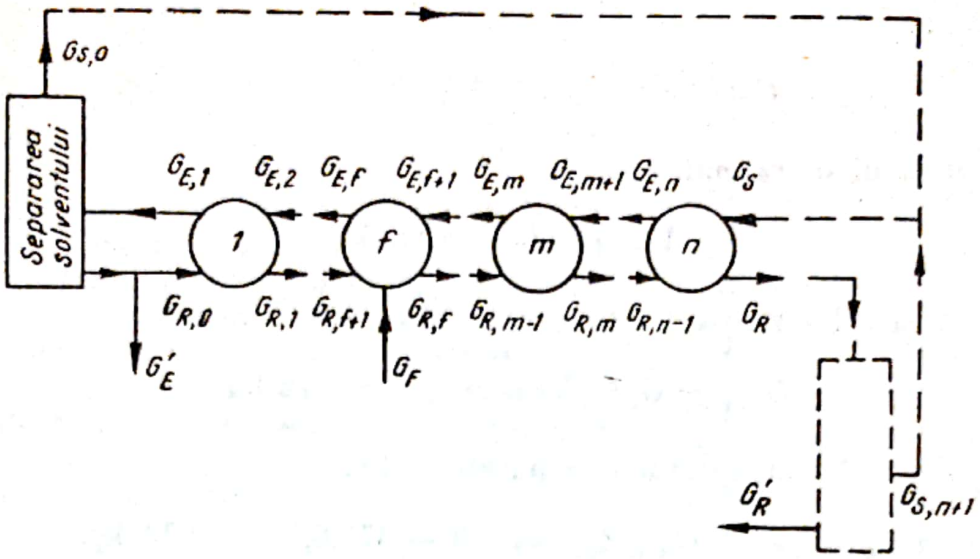


Fig. 9-19. (La exemplul 10).

Pentru construcția conodelor se folosește diagrama ajutătoare $X-Y$, care permite determinarea concentrației de echilibru Y, după mărimea dată X (sau invers). În cazul dat sînt necesare șase trepte de extracție. Alimentarea se face pe treapta a doua. În figura 9-18 se indică cum se determină numărul treptelor pe diagrama $X-Y$ (se ia în considerație că în acest caz nu sînt drepte).

Mărimile curenților se calculează din ecuațiile bilanțurilor de materiale. Bilanțul componenților A și B este:

$$G_F = G'_R + G'_E.$$

Bilanțul componentului B este:

$$X_F G_F = X_R G'_R + X_E G'_E.$$

Rezolvînd concomitent, se obține:

$$1\,000 = G'_R + G'_E;$$

$$0{,}05 \cdot 1\,000 = 0{,}01\ G'_R + 0{,}6\ G'_E.$$

Masa extractului este:

$$G'_E = G_E = 68 \text{ kg}.$$

Masa rafinatului este:

$$G'_R = 932 \text{ kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Rezultă:

$$G_R = G'_R(1 + z_R) = 932(1 + 0{,}072) = 1\,000 \text{ kg}.$$

Masa eterului în rafinat este:

$$1\,000 - 932 = 68 \text{ kg}.$$

Masa extractului refluxat este:

$$G_{R,0} = G_E R_E = 68 \cdot 5{,}51 = 375 \text{ kg}.$$

Masa solventului îndepărtat în separator este:

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0})Z_{E,1} = (68 + 375)6{,}7 = 2\,970 \text{ kg}.$$

Bilanţul general al instalaţiei este:

$$G_F + G_S = G_E + G_{S,0} + G_R;$$

$$1\,000 + G_S = 68 + 2\,970 + 1\,000,$$

de unde se obţine cantitatea necesară de solvent:

$$G_S = 3\,038 \text{ kg}.$$

Exemplul 11. Într-un extractor în contracurent cu funcţionare continuă se extrage, cu dietilenglicol, stiren din soluţie de 38% în etilbenzen. Productivitatea extractorului după amestecul iniţial este de 100 kg/h. Aşa cum obişnuita extracţie în contracurent nu poate da puritatea cerută a separării, se utilizează extracţia cu refluxarea unei părţi din extract şi rafinat. Extractul şi rafinatul conţin, corespunzător, 95 şi 3% masă stiren (după distilarea de solvent). Să se determine cantitatea necesară de solvent, compoziţia şi cantitatea extractului, ale rafinatului şi ale refluxurilor, precum şi numărul necesar de trepte teoretice de extracţie, considerînd că refluxul extractului este de 1,5 ori mai mare decît cel minimal.

Rezolvare. După compunerea schemei procesului * şi a construcţiei diagramelor de fază X, Y—z, Z şi X—Y (datele echilibrului nu se dau aici), se determină compoziţia produselor şi se trasează pe diagramă (fig. 9-20) punctele corespunzătoare lor. Pe măsura aflării lor, datele se trec în tabela 9-6. Aşa cum rafinatul pe oricare porţiune a curbei rafinatului conţine cantităţi

* v. figura 9-9, a. Aparatul pentru distilarea solventului, indicat pe schemă printr-o steluţă, nu face parte din instalaţia dată.

Scanned with OKEN Scanner

foarte mici de solvent, instalarea unei coloane de distilare a rafinatului și a alteia pentru distilarea extractului nu este justificată, în acest caz.

Coordonatele polurilor părții de concentrare și părții de epuizare a coloanei de extracție, corespunzătoare refluxurilor minimale, se determină ducînd prin punctul F o dreaptă, care se suprapune conodei, pînă la intersecția cu verticalele ce trec prin punctele E și R. Numărul de trepte de extracție va fi în acest caz infinit.

Refluxul minim este:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{Z_{P,E_{min}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{R,0}} = \frac{33 - 2{,}95}{2{,}95 - 0} = 10{,}35;$$

$$\frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{z_R - Z_{P,R_{min}}}{Z_{E,n+2} - z_R} = \frac{0{,}007 + 20}{8{,}65 - 0{,}007} = 2{,}31.$$

La refularea totală a extractului și a rafinatului în extractor rezultă:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \infty; \qquad \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \infty;$$

$$Z_{P,E_{max}} = \infty; \qquad Z_{P,R_{max}} = \infty,$$

adică dreptele concurente se transformă în drepte paralele verticale. La aceasta corespunde numărul minim de trepte de extracție.

Se găsesc coordonatele polurilor la $\beta = 1{,}5$. Cantitatea de extract după regula pîrghiei este:

$$\frac{X_F - X_R \uparrow G_F}{\downarrow X_E - X_R \downarrow}$$

$$G_R \qquad G_E$$

$$G_E = \frac{G_F(X_F - X_R)}{X_E - X_R} = \frac{100\,(0{,}38 - 0{,}03)}{0{,}95 - 0{,}03} = 38{,}0 \text{ kg/h}.$$

Refluxul extractului este:

$$G_{R,0} = 10{,}25 \cdot 2 \cdot 38{,}0 = 575 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea de rafinat (cu solventul antrenat) este:

$$\Delta G_S + G_R = (G_F - G_E)(1 + z_R) =$$

$$= (100 - 38{,}0)(1 + 0{,}007) = 62{,}5 \text{ kg/h}.$$

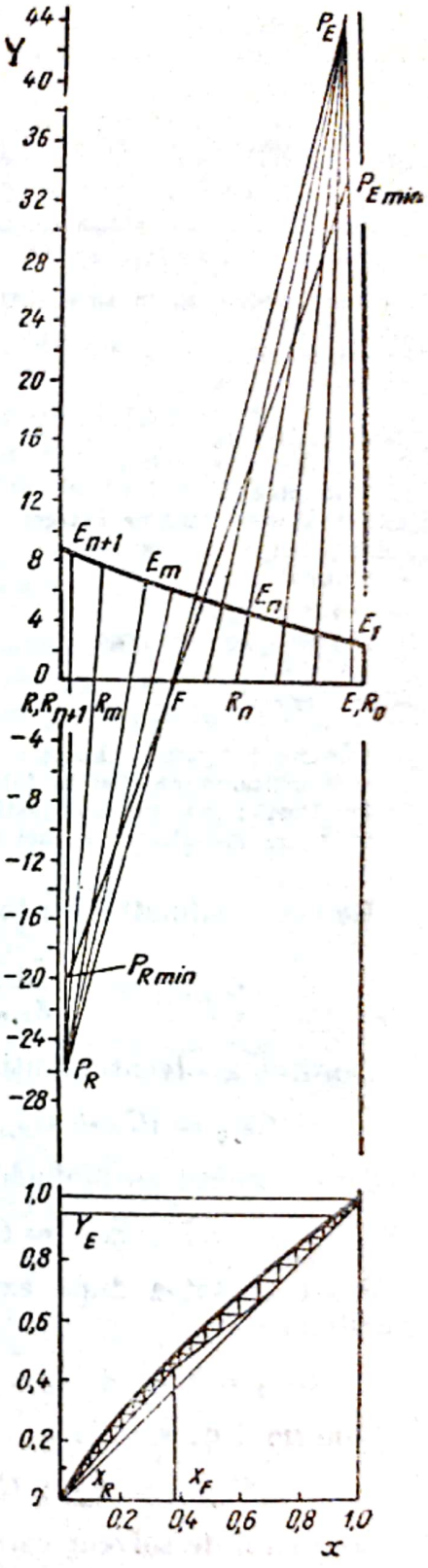


Fig. 9-20. (La exemplul 11).

Tabela 9-6

Denumirea produsului	Simbolul punctului figurativ	Simbolul curentului	Compoziţia coordonate $X(Y)$ kg B / kg $(A+B)$	Compoziţia coordonate $z(Z)$ kg C / kg $(A+B)$	Consum kg/h
Amestecul iniţial	F	G_F	0,38	0	100
Solventul îndreptat în amestecător	S_1	G_S	—	∞	1 805,5
Extract brut	E_1	$G_{E,1}$	0,95	2,95	2 418
Extractul produs (pur)	E	G_E	0,95	0**	38
Extractul reflux	R_0	$G_{R,0}$	0,95	0**	575
Rafinatul produs (pur)	R	G_R	0,03	0,007***	62,5
Rafinatul reflux	R_{n+1}	$G_{R,n+1}$	0,03	0,007***	190
Soluţia din amestecător	E_{n+1}	$G_{E,n+1}$	0,03	8,65	1 995,5
Solvent adăugat	—	ΔG_S	—	∞	0,5 ****
Solvent după distilarea extractului	S_0*	$G_{S,0}$	—	∞	1 805
Polul părţii de concentrare:					
— minimal	$P_{E_{min}}$	—	0,95	3,3	—
— de lucru	P_E	—	0,95	43,5	—
Polul părţii de epuizare:					
— minimal	$P_{R_{min}}$	—	0,03	−20	—
— de lucru	P_R	—	0,03	−26,2	—

* Punctul figurativ lipseşte pe diagramă.
** Purificarea are loc în întregime într-o coloană.
*** Purificarea nu este justificabilă.
**** Are loc pierderea unei cantităţi de solvent cu rafinatul produs (pur).

Refluxul rafinatului este:

$$G_{R,n+1} = G_R \frac{z_R - Z_{P,E}}{Z_{E,n+2} - z_R} = 62{,}5 \frac{33 + 26{,}2}{8{,}65 - 0{,}007} \approx 190 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea solventului utilizat *(recirculat: nota trad.)* în decurs de o oră este:

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0}) z_{E,1} = (38{,}0 + 575)2{,}95 = 1\,805 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea solventului adăugat (egală cu pierderile cu rafinatul produs) este:

$$\Delta G_S = G_R z_R = 62 \cdot 0{,}007 \approx 0{,}5 \text{ kg/h}.$$

Productivitatea după extractul brut (care se prelucrează în coloana de distilare) este:

$$G_{E,1} = G_{R,0} + G_E + G_{S,0} = 575 + 38 + 1\,805 = 2\,418 \text{ kg/h}.$$

Consumul de soluţie care pleacă din amestecător este:

$$G_{E,n+1} = G_S + G_{R,n+1} = 1\,805{,}5 + 190 = 1\,995{,}5 \text{ kg/h}.$$

Consumul de solvent care intră în amestecător este:

$$G_S = G_{S,0} + \Delta G_S \approx 1\,805{,}5 \text{ kg/h}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Numărul necesar de trepte de extracție se determină mai ușor pe diagrama $X—Y$, din cauza contopirii dreptelor concurente și a conodelor. Se duce din polurile de lucru un șir de drepte concurente pînă la intersecția cu curbele marginale (punctele E_n, R_n,..., E_m, R_m), iar pe diagrama $X—Y$ se găsesc punctele cu coordonatele X_R^n, Y_E^n,..., X_E^m, Y_R^m. După trasarea prin aceste puncte a unei curbe continue (care este linia de lucru) se înscriu între linia de lucru și cea de echilibru treptele și se socotește numărul lor. În cazul dat sînt necesare 23 de trepte de extracție; amestecul inițial se introduce pe treapta a 12-a de sus.

Exemplul 12. Într-un decantor vertical cu fund conic se află un reziduu și 7 m³ soluție, care conține 2 t NaOH. După sedimentare se decantează partea transparentă în cantitate de 6 m³, se adaugă din nou în decantor apă curată și suspensia se amestecă. După a doua sedimentare se decantează din nou 6 m³ soluție curată. Trei soluții decantate de pe reziduu se amestecă și se îndreaptă spre evaporare. Să se determine: *a)* cantitatea de NaOH rămasă în reziduu (șlam); *b)* procentul de îndepărtare a NaOH; *c)* procentul de NaOH conținut în soluție, care merge la evaporare.

Rezolvare. a) În decantor are loc o triplă spălare a reziduului cu un raport al volumelor de soluție îndepărtată și soluție reținută $a = 6 : 1 = 6$. Corespunzător formulei (9-28), după tripla spălare, în șlam rămîne:

$$\frac{1'}{(1+a)^3} = \frac{1}{7^3} = \frac{1}{343}$$

din cantitatea inițială de NaOH sau:

$$G_{NaOH} = 2\,000\,\frac{1}{343} = 5{,}8 \text{ kg}.$$

b) Se îndepărtează NaOH:

$$\frac{2\,000 - 5{,}8}{2\,000}\,100 = 99{,}7\%.$$

După datele din tabela LII, substanta extrasă, la triplă spălare cu o cantitate de șase ori mai mare de solvent, reprezintă 99,71%.

c) Cantitatea de soluție este:

$$V_{sol} = 6 \cdot 3 = 18 \text{ m}^3.$$

NaOH conținut în soluție este:

$$G_{NaOH} = 2\,000 - 5{,}8 = 1\,994{,}2 \text{ kg}.$$

sau

$$\frac{1\,994{,}2}{18\,000 + 1\,994{,}2}\,100 \approx 10\%.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 13. Cu scopul îndepărtării cuprului, cenușile de pirită se supun arderii clorurante cu NaCl. În masa arsă, cuprul este conținut sub formă de $CuCl_2$. Conținutul în clorură cuprică reprezintă 11%. Produsul ars se supune extracției într-o baterie în contracurent, cu ape acide, rezultate de la spălarea gazelor degajate. Masa solidă inertă reține 2 kg apă la 1 kg substanță solidă. Pe fiecare treaptă se atinge echilibrul. Cîte trepte sînt necesare în baterie pentru obținerea unei soluții care conține $CuCl_2$ 12% masă și pentru îndepărtarea a 98% Cu din produsul ars?

Rezolvare. Deoarece faza solidă, la deplasarea dintr-o treaptă într-alta, reține o cantitate constantă de apă (afară de prima treaptă, deoarece în aceasta se introduce produsul ars, care pleacă din ea, reținînd 2 kg apă la 1 kg fază solidă), pentru determinarea numărului de trepte din instalație se poate folosi formula (9-32).

Se iau ca bază de calcul 100 kg de reziduu uscat solid, liber de cupru, și se calculează cantitatea produselor și a concentrațiilor.

Cu masa arsă se introduce și $CuCl_2$:

$$100\frac{11}{89} = 12{,}36 \text{ kg}.$$

Cu reziduul pleacă:

$$\frac{12{,}36(100-98)}{100} = 0{,}25 \text{ kg}.$$

Cu extractul pleacă:

$$\frac{12{,}36 \cdot 98}{100} = 12{,}11 \text{ kg}.$$

Se determină cantitatea de apă acidulată G_S care intră în instalație, luînd în considerație că 200 kg apă sînt duse de reziduul solid, iar restul se duce cu extractul:

$$\frac{(G_S - 200)\,12}{12} = 12{,}11 \text{ kg},$$

de unde:

$$G_S = 288{,}8 \text{ kg}.$$

Concentrația extractului (în kg la 100 kg apă) este:

$$y_E = \frac{12}{88}100 = 13{,}64.$$

Aceeași concentrație o va avea și soluția reținută de corpul solid, la trecerea din treapta întîi în a doua:

$$x' = y_E = 13{,}64.$$

Scanned with OKEN Scanner

Concentrația soluției care pleacă cu reziduul solid este:

$$x'_R = \frac{0,25}{200} 100 = 0,125.$$

Apa acidă care intră în baterie nu conține săruri de cupru și concentrația ei este:

$$y_S = 0.$$

Concentrația clorurii cuprice y_2 în curentul superior, care trece din treapta a doua în prima, se determină după bilanțul $CuCl_2$ pentru prima treaptă. Cantitatea de solvent în curentul superior reprezintă 288,8 kg. În prima treaptă se introduce la 100 kg masă inertă uscată 12,36 kg $CuCl_2$ și A kg cu 288,8 kg solvent din treapta a doua; în total, $(12,36 + A)$ kg. Pleacă din prima treaptă: cu extractul 12,11 kg, cu soluția curentului inferior $\frac{13,64}{100} 200 =$ $= 27,28$ kg; total $12,11 + 27,28 = 39,39$ kg.

Bilanțul $CuCl_2$ pentru prima treaptă este:

$$12,36 + A = 39,39 \text{ kg},$$

de unde:

$$A = 39,39 - 12,36 = 27,03 \text{ kg}.$$

Concentrația curentului superior în kg la 100 kg apă este:

$$y_2 = \frac{27,03}{288,8} 100 = 9,36.$$

Numărul treptelor (fără prima) este:

$$n_c - 1 = \frac{\lg \frac{x_1 - y_2}{x_R - y_S}}{\lg \frac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} = \frac{\lg \frac{13,64 - 9,36}{0,125 - 0}}{\lg \frac{13,64 - 0,125}{9,36 - 0}} = 10 \text{ trepte}$$

și, în total, $n_c = 10 + 1 = 11$ trepte.

Exemplul 14. Soda caustică se obține după relația:

$$Na_2CO_3 + CaO + H_2O = CaCO_3 + 2\,NaOH.$$

Produsele reacției intră în prima treaptă a unei baterii continue de extracție în contracurent cu trei trepte, cu un conținut de apă de 50% față de masa șlamului ($CaCO_3$). În continuare, la trecerea dintr-o treaptă în alta și la ieșirea din baterie, șlamul reține de 1,5 ori mai multă apă ca propria lui masă. Se caută obținerea unei îndepărtări de 98% a NaOH. Să se determine consumul de apă (la 100 kg șlam uscat) și concentrația soluțiilor pe fiecare treaptă.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Pentru alcătuirea bilanțurilor de materiale pe fiecare treaptă nu se cunosc suficiente date.

După tabela LIII, pentru realizarea unei îndepărtări de 97,5% a produsului la o extracție continuă în trei trepte, în contracurent, raportul cantităților de solvent și soluție reținută este de 3. Pentru aceste cifre se alcătuiesc consecutiv bilanțurile, începînd cu treapta a treia. Calculul se va face pentru 100 kg $CaCO_3$ uscat.

Pentru 100 kg $CaCO_3$, în prima treaptă se introduc 80 kg NaOH. Din această cantitate trec în extract 97,5% sau

$$\frac{80 \cdot 97{,}5}{100} = 78 \text{ kg}.$$

Se pierde cu soluția-reziduu:

$$80 - 78 = 2 \text{ kg}.$$

100 kg șlam reține o cantitate de apă egală cu:

$$100 \cdot 1{,}5 = 150 \text{ kg}.$$

Concentrația soluției-reziduu în kg NaOH la 1 kg soluție curată este:

$$x'_R = \frac{2}{150} = 0{,}0133.$$

În sistem se introduc, prin treapta a treia, apă în calitate de solvent:

$$150 \cdot 3 = 450 \text{ kg}.$$

În acest mod, în curentul superior trec prin instalație 450 kg apă, iar în cel inferior, împreună cu faza solidă, 150 kg.

Concentrația solventului $y_S = 0$.

Concentrația NaOH în curentul superior, care trece din treapta a treia în a doua, este:

$$y_3 = x'_R = 0{,}0133 \text{ kg/kg}.$$

Este necunoscută concentrația NaOH în curentul inferior x'_2. Ea se determină după bilanțul NaOH în treapta a treia:

$$450\, y_S + 150\, x'_2 = 150\, x'_R + 450\, y_3;$$

$$450 \cdot 0 + 150\, x'_2 = 150 \cdot 0{,}0133 + 450 \cdot 0{,}0133;$$

$$150\, x'_2 = 8;$$

$$x'_2 = \frac{8}{150} = 0{,}0533 \text{ kg/kg}.$$

Concentrația NaOH în curentul superior, care intră din treapta a doua în prima, este:

$$y_2 = x'_2 = 0{,}0533 \text{ kg/kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Este necunoscută doar concentrația NaOH în curentul inferior care iese din treapta întîi. Această concentrație se determină din bilanțul celei de-a doua trepte:

$$450\, y_3 + 150\, x_1' = 450\, y_2 + 150\, x_2';$$

$$450 \cdot 0{,}0133 + 150\, x_1' = 450 \cdot 0{,}0533 + 150 \cdot 0{,}0533;$$

$$150\, x_1' + 6 = 24 + 8;$$

$$x_1' = \frac{32 - 6}{150} = \frac{26}{130} = 0{,}1733 \text{ kg/kg}.$$

Pentru determinarea concentrației extractului în prima treaptă este necesar să se alcătuiască bilanțul apei pentru această treaptă, însemnînd prin A cantitatea de apă care pleacă o dată cu extractul:

$$A + 150 = 450 + 50;$$

$$A = 350 \text{ kg}.$$

Extractul conține 78 kg NaOH. În consecință, concentrația extractului în NaOH este:

$$y_E = \frac{78}{350 + 78} 100 = 18{,}2\% \text{ masă}.$$

Exemplul 15. Instalația de extracție a untdelemnului prelucrează 1 t/h „turte" (semințe de floarea-soarelui parțial arse și presate), cu un conținut de 28% untdelemn, cu 2,5% benzină. Benzina care se introduce în instalație în calitate de solvent recuperat conține 1,5% untdelemn. Cantitatea de solvent introdus în instalație reprezintă 50% din greutatea „turtelor". După datele experimentale, cantitatea de soluție, reținută de faza solidă, este în funcție de concentrație (tabela 9-7).

Tabela 9-7

Concentrația kg untdelemn/kg soluție	Cantitatea soluției reținute kg/kg substanță solidă	Concentrația kg untdelemn/kg soluție	Cantitatea soluției reținute kg/kg substanță solidă
0,0	0,500	0,4	0,550
0,1	0,505	0,5	0,571
0,2	0,515	0,6	0,595
0,3	0,530	0,7	0,620

Reziduul solid conține, după extracție, 5% untdelemn.

Să se determine: 1) cantitatea și concentrația extractului; 2) cantitatea și concentrația soluției-reziduu, reținută de faza solidă (șrot); 3) numărul de trepte de extracție.

Scanned with OKEN Scanner

Rezolvare. Problema se rezolvă, prin metoda grafică, cu diagrama rectangulară în sistemul de coordonate $X' - z'$ (fig. 9-21).

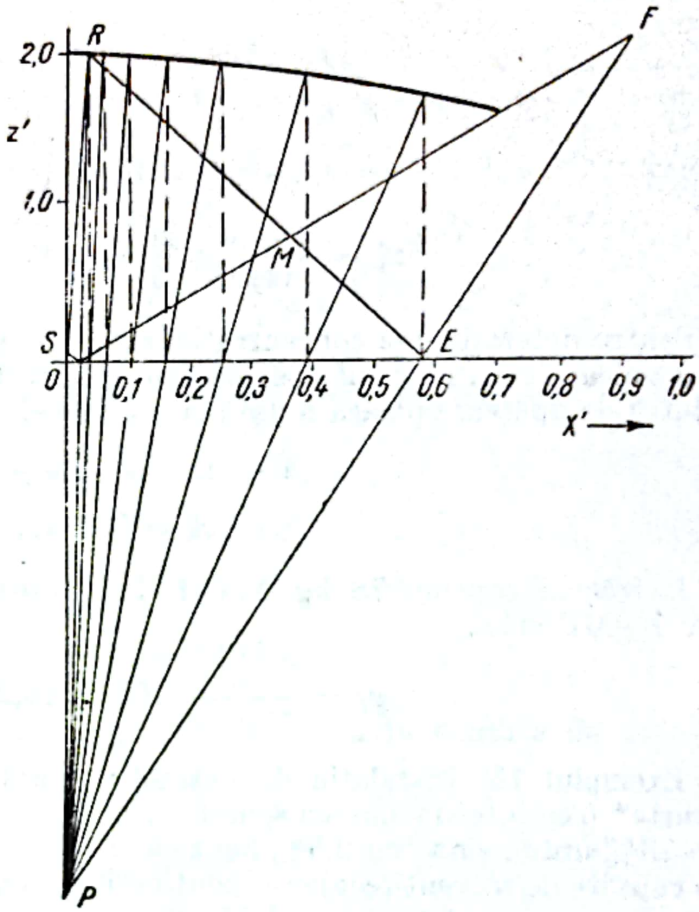


Fig. 9-21. (La exemplul 15.)

Tabela 9-8

$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$	$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$
0,0	2,0	0,4	1,818
0,1	1,980	0,5	1,751
0,2	1,942	0,6	1,681
0,3	1,887	0,7	1,613

Datele primei coloane din tabela 9-7, în condițiile problemei, reprezintă în sine concentrațiile, la unitatea de masă a soluției, egale raportului $X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$.

Datele celei de-a doua coloane — cantitățile de masă ale soluției la unitatea de masă a substanței solide — trebuie recalculate în valori inverse;

atunci, ele vor exprima relația $z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$, adică cantitățile fazei solide la unitatea de masă de soluție (tabela 9.8).

Datele din tabela 9-8 reprezintă în sine coordonatele punctelor curbei curentului inferior (fig. 9-21). În curentul superior nu există fază solidă ($y = 0$), de aceea linia curentului superior se contopește cu axa absciselor. După trasarea curbei se trasează pe diagramă liniile bilanțului de materiale.

Se determină coordonatele punctului F care corespunde la compoziția „turtei" ce intră la extracție. După condițiile problemei rezultă:

$$X'_F = \frac{28}{28 + 2{,}5} = 0{,}92;$$

$$z'_F = \frac{100 - 28 - 2{,}5}{28 + 2{,}5} = 2{,}12.$$

Coordonatele punctului S corespund compoziției solventului:

$$x_S = \frac{1{,}5}{100} = 0{,}015; \quad z_S = 0.$$

Punctele F și S se introduc pe diagramă, se unesc printr-o dreaptă care se împarte, după regula pîrghiei, prin punctul M, în părți proporționale cu cantitățile de produse ce intră, excluzînd substanța solidă insolubilă (altfel, pe aceste diagrame nu se poate utiliza regula pîrghiei). Solventul intră în instalație în cantitate de 50% față de masa „turtelor". Dacă se consideră această masă ca unitate, atunci partea lichidă din ea constituie $0{,}28 + 0{,}025 = 0{,}305$ unități de masă, iar solventul 0,5 unități de masă. Punctul M se află la distanța $0{,}305\ (0{,}5 + 0{,}305) = 0{,}38$ a segmentului SF, socotind de la S.

Date numerice pentru construcția liniei consumului RE nu sînt. Este cunoscut doar că linia RE intersectează SF în punctul M și că punctul R se află pe curbă, iar punctul E — pe axa absciselor, întrucît ordonata lui $x_E = 0$. Nedispunînd de coordonatele punctului R, se poate determina totuși raportul lor, întrucît din condițiile problemei se știe că reziduul conține, după extracție, 5% untdelemn:

$$\frac{z'_R}{X'_R} = \frac{\dfrac{x_{AR}}{x_{BR} + x_{CR}}}{\dfrac{x_{BR}}{x_{BR} + x_{CR}}} = \frac{x_{AR}}{x_{BR}} = \frac{95}{5} = 19.$$

Dreapta care trece prin originea coordonatelor și care are tangenta unghiului de înclinare egală cu 19 intersectează curba în punctul R. Ducînd asemenea dreaptă, se înseamnă punctul R pe curbă. Unind punctul R cu punctul M și ducînd dreapta pe axa absciselor, se găsește punctul E.

Scanned with OKEN Scanner

Se determină pe diagramă abscisele punctelor R, M și E:

$$X'_R = 0{,}03; \quad X'_M = 0{,}36; \quad X'_E = 0{,}58.$$

În instalație intră faza lichidă cu „turtele" și cu solventul:

$$1\,000 \cdot 0{,}305 + 1\,000 \cdot 0{,}5 = 805 \text{ kg/h}.$$

Această cantitate se împarte între reziduu și extract, proporțional cu segmentele EM și MR. Pentru calcul se pot folosi abscisele capetelor segmentelor:

$$G_R = \frac{X'_E - X'_M}{X'_E - X'_R} 805 = \frac{0{,}58 - 0{,}36}{0{,}58 - 0{,}03} 805 = 322 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea soluției-reziduu reprezintă 322 kg/h, iar compoziția ei se determină din presupunerea că untdelemnul, pierdut în reziduu, este conținut în această soluție:

$$\frac{1\,000 \cdot 0{,}695 \cdot 5}{95 \cdot 322} 100 = 11{,}7\%.$$

Cantitatea de extract este:

$$G_E = 805 - 322 = 483 \text{ kg/h}.$$

Conținutul uleiului în extract este:

$$\frac{1\,000 \cdot 0{,}28 - \dfrac{1\,000 \cdot 0{,}695 \cdot 5}{95}}{483} 100 = 50{,}4\%.$$

Pentru determinarea numărului de trepte, prin punctele F, E și R, S se duc două drepte pînă la întretăierea lor în polul P. Întrucît la extracția corpurilor solide în fiecare treaptă a instalației este o singură soluție cu o singură concentrație, toate conodele vor fi linii verticale. Se ridică perpendiculara din punctul E — conoda primei trepte — pînă la intersecția cu curba marginală. Punctul intersecției conodei cu curba marginală se unește printr-o dreaptă cu punctul P. Din punctul de intersecție al acestei drepte cu axa absciselor se ridică din nou perpendiculara pînă la intersecția cu curba etc., pînă cînd se ajunge în punctul R sau în imediata lui apropiere.

Numărul conodelor indică numărul treptelor. În cazul dat sînt necesare șapte trepte de extracție.

PROBLEME

1. Să se construiască diagrama triunghiulară de echilibru pentru sistemul apă-acid acetic-eter etilic la 25°C, folosindu-se datele din tabela 9-4. Să se compare diagrama obținută cu diagrama XY—zZ (v. exemplul 8).

Scanned with OKEN Scanner

2. Să se determine compoziția și cantitatea fazelor existente, în care se stratifică amestecul de 10 kg apă, 5 kg eter etilic și 5 kg acid acetic. La îndepărtarea cărei cantități de eter etilic acest amestec încetează să se stratifice? *

3. Acidul acetic se extrage dintr-o soluție apoasă de 15% masă la 25°C. Masa amestecului inițial este de 1 200 kg. Să se determine compoziția și cantitatea produselor finale după distilarea solventului, dacă extracția se face cu eter curat în curent încrucișat. Procesul se realizează în două trepte la un raport al masei solventului față de masa amestecului inițial de 1,5 *.

4. Acidul acetic se extrage în contracurent cu eter etilic din soluție apoasă care conține 20% masă de acid. Să se determine cantitatea necesară de solvent la 1 000 kg/h amestec inițial și numărul treptelor teoretice de extracție, dacă extractul trebuie să conțină 60% masa, iar rafinatul nu mai mult de 2% masă acid (după distilarea solventului).

5. Acidul benzoic se extrage dintr-o soluție apoasă care conține 1,5 kg la 1 m³ apă, spălîndu-se apoi cu benzen care conține 0,2 kg acid benzoic la 1 kg benzen, la un raport al volumelor de apă și benzen $V_F : V_S = 4$. Să se determine cîte spălări vor fi necesare, dacă concentrația finală a benzenului în apă este de 0,2 kg/m³. Să se determine, de asemenea, compozițiile extractelor obținute. Datele de echilibru la temperatura de lucru sînt:

concentrația acidului benzoic în apă, în kg/m³	0,104	0,456	0,707	1,32	1,56
concentrația acidului benzoic în benzen, în kg/m³	0,182	2,45	6,12	18,2	24,5

6. Într-un extractor în contracurent se extrage 1,4-dioxan dintr-o soluție apoasă de 25%, cu benzen care conține 0,5% masă dioxan. Concentrația finală a dioxanului în apă este de 2% masă. Să se determine: *a)* cantitatea minimală de solvent pentru 100 kg amestec inițial; *b)* numărul necesar de trepte teoretice de extracție; *c)* compoziția extractului, luînd cantitatea de solvent de 1,5 ori mai mare decît cea minimală. Datele de echilibru se găsesc în exemplul 6.

7. Să se construiască diagramele de fază ale echilibrului în coordonatele X, $Y—z$, Z și $X—Y$ pentru sistemul apă-acid acetic-eter izopropilic la 20°C, folosindu-se datele tabelei 9-9 [9-2, p. 560]. Liniile de legătură nu trebuie duse pe diagrama X, $Y—z$, Z. Să se determine concentrațiile maxime ale extractului la lucrul în contracurent pentru concentrații ale amestecurilor inițiale de 5 și 10%.

8. Să se determine cantitatea minimală de reflux, de extract și, corespunzător lui, cantitatea minimală de solvent pentru 100 kg amestec inițial apă-acid acetic cu un conținut în ultimul de 15% masă, dacă extracția se reali-

* Pentru rezolvare se va folosi diagrama triunghiulară construită la problema de control 1.

Scanned with OKEN Scanner

zează cu eter izopropilic la 20°C. Extractul, după distilarea solventului, trebuie să conțină 75% masă acid acetic, iar rafinatul 1% masă (solventul se distilă în întregime) *.

Tabela 9-9

Compozițiile de echilibru ale fazelor existente, în % masă

Stratul apos			Stratul eteric		
apă	acid acetic	eter izopropilic	apă	acid acetic	eter izopropilic
98,1	0,69	1,2	0,5	0,18	99,3
97,1	1,41	1,5	0,7	0,37	98,9
95,5	2,89	1,6	0,8	0,79	98,4
91,7	6,42	1,9	1,0	1,93	97,1
84,4	13,30	2,3	1,9	4,82	93,3
71,1	25,50	3,4	3,9	11,40	84,7
58,9	36,70	4,4	6,9	21,60	71,5
45,1	44,30	10,6	10,8	31,10	58,1
37,1	46,40	16,5	15,1	36,20	48,7

9. Să se rezolve problema 8, considerînd cantitatea de reflux dublă față de cea minimală. De asemenea să se determine numărul de trepte teoretice de extracție *.

10. Să se construiască diagramele de fază ale echilibrului, în coordonatele X, $Y—z$, Z pentru sistemul n-heptan-metilciclohexan-anilină la 25°C. Datele echilibrului se vor lua din tabela 9-10. Să se determine ce concentrație a produsului se poate obține, prelucrînd o soluție de 40% metilciclohexan în heptan, cu anilină pură la o extracție obișnuită în contracurent. Să se determine de asemenea numărul minim de trepte de extracție (la un reflux total al extractului și rafinatului), dacă extractul conține 98% masă, iar rafinatul 1% masă metilciclohexan (după distilarea din solvent).

11. Metilciclohexanul se extrage cu anilină din soluția lui de 40% în heptan la 25°C, într-o instalație de extracție cu refluxarea parțială a extractului și a

Tabela 9-10

Compozițiile de echilibru ale fazelor existente, în % masă

Stratul de rafinat		Stratul de extract	
X	z	Y	Z
0	0,064	0	15,7
0,085	0,064	0,150	13,8
0,216	0,070	0,365	11,2
0,445	0,078	0,623	8,2
0,525	0,079	0,700	7,33
0,610	0,087	0,770	6,58
0,730	0,099	0,870	5,67
0,810	0,105	0,920	5,10
0,885	0,117	0,960	4,80
1,0	0,124	1,0	4,70

* Pentru rezolvarea problemei să se folosească diagrama de echilibru construită după datele exemplului 7 (fig. 9-17).

rafinatului. Extractul conține 98% masă, iar rafinatul 1% masă metilciclohexan (excluzînd solventul). Raportul cantităților extract-reflux și extract-produs se consideră de 1,615 ori mai mare ca cel minimal. Să se determine numărul de trepte de extracție, compoziția și cantitatea rafinatului, ale extractului, refluxurilor și solventului pentru 100 kg/h amestec inițial.

12. Într-o baterie în contracurent de trei decantoare, fiecare avînd o capacitate de 7 m^3, se introduc 2 t soluție NaOH în 1 m^3 apă, împreună cu reziduul de $CaCO_3$, și se separă 6 m^3 soluție concentrată transparentă, pentru evaporare. Din altă parte, se introduc în baterie, ca solvent, 6 m^3 apă curată la 2 000 kg NaOH. Reziduul de $CaCO_3$, la trecerea dintr-o treaptă în alta și la îndepărtarea din baterie, reține 1 m^3 soluție. Să se determine: *a)* cantitatea de NaOH în șlam; *b)* gradul de extracție al NaOH; *c)* conținutul procentual de NaOH în soluția care trece la evaporare.

13. Să se determine numărul treptelor de extracție în condițiile exemplului 12, dacă gradul de îndepărtare a NaOH este egal cu 0,98.

14. Să se determine numărul treptelor de extracție în condițiile exemplului 12, dacă concentrația extractului va fi egală cu 9% masă, iar gradul de îndepărtare al cuprului 92%.

15. O fabrică prelucrează în 24 de ore 10 t sulfură de bariu cu cantitatea corespunzătoare de sodă și 35 t apă în scopul obținerii carbonatului de bariu și a soluției de sulfură de sodiu. Prelucrarea are loc într-o baterie în contracurent cu cinci trepte. Reziduul de carbonat de bariu, în timpul procesului, reține o cantitate dublă (după masă) de apă. Ca rezultat al prelucrării se obține o soluție de 10% sulfură de sodiu. Se dorește obținerea unei extracții de 98% a sulfurii de sodiu. Să se determine: *a)* pierderile de sulfură de sodiu în reziduu; *b)* cantitatea de apă necesară de adăugat în calitate de solvent; *c)* concentrațiile în fiecare extractor.

16. Într-o baterie de extracție în contracurent se extrage sodă caustică din produsele reacției:

$$Na_2CO_3 + CaO + H_2O = CaCO_3 + 2\,NaOH.$$

Amestecul intră în baterie conținînd 50% apă din masa reziduului ($CaCO_3$). Din acest amestec, în baterie se extrage 95% NaOH, la care se obține 15% soluție. Cîtă apă și cît solvent trebuie să se introducă în baterie și cîte trepte trebuie să aibă bateria, dacă din datele experimentale este cunoscut că reziduul reține soluție în cantități dependente de concentrația lui.

Concentrația NaOH % masă	Soluție reținută la 1 kg de reziduu kg	Concentrația NaOH % masă	Soluție reținută la 1 kg de reziduu kg
0	1,39	15	2,70
5	1,72	20	3,85
10	2,04		

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul X

RĂCIREA MODERATĂ ȘI ÎNAINTATĂ

FORMULE DE CALCUL

1. Pentru ciclul de răcire (reversibil) Carnot 1—2—3—4, compus din două procese izoterme și două procese izentropice (fig. 10-1), coeficientul frigorific are valoarea:

$$\varepsilon_c = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{L_c - L_d} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0}, \qquad (10\text{-}1)$$

$$\varepsilon_c = \frac{Q_0}{AL} = \frac{Q_0}{AL_c - AL_d} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0}, \qquad (10\text{-}1\ a)$$

în care:

Q_0 — este cantitatea de căldură preluată de mediul de lucru (agentul frigorigen) de la mediul care se răcește la temperatura T_0, în W sau kcal/h;

Q — cantitatea de căldură cedată de mediul de lucru (apă) la temperatura T, în W sau kcal/h;

L_c — cantitatea de energie consumată de compresor la comprimarea izentropică a mediului de lucru, în W;

AL_c — idem, în kcal/h;

L_d — cantitatea de energie rezultată la destinderea izentropică a mediului de lucru (în motor), în W;

AL_d — idem, în kcal/h;

$L = L_c - L_d = Q - Q_0$ — consumul teoretic de energie necesar în ciclu, în W;

$AL = AL_c - AL_d = Q - Q_0$ — idem, în kcal/h;

Scanned with OKEN Scanner

$A = \frac{1}{427}$ este echivalentul caloric al lucrului mecanic, în kcal/kgf · m sau 1 kgf · m $= \frac{1}{427}$ kcal *;

L — cantitatea de energie mecanică consumată, în W sau kgf · m/h.

După cum rezultă din formula (10-1), ε_c depinde numai de valoarea temperaturilor T și T_0 și nu depinde de natura mediului de lucru.

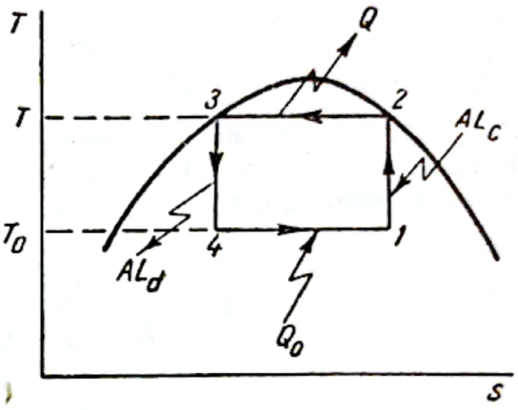


Fig. 10-1. Ciclul Carnot.

2. Pentru ciclul umed real 1—2—3—4′ (fig. 10-2) al unei mașini frigorifice cu compresor cu abur, coeficientul frigorific are valoarea:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{i_1 - i_{4'}}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1}, \qquad (10\text{-}2)$$

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{AL} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{i_1 - i_{4'}}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1}, \qquad (10\text{-}2\ a)$$

în care:

L este consumul de energie pentru comprimarea izentropică a agentului frigorigen în compresor, în W;

AL — idem, în kcal/h;

i_1, i_2, i_3, i_4' — entalpia mediului de lucru (agentului frigorigen) în punctele respective ale ciclului (fig. 10-2), în J/kg sau kcal/kgf.

Restul notațiilor ca și formula (10-1).

---

* În sistemul SI cantitatea de căldură și cantitatea de energie mecanică se exprimă prin una și aceeași unitate — joule (și multiplii lui). În legătură cu aceasta se desprinde necesitatea de a folosi echivalentul caloric al lucrului mecanic A. La recalcularea din sistemul MKfS în sistemul SI (sau invers) rezultă următoarele relații: 1 kgf · m = 9,81 J; 1 J $= \frac{1}{9,81}$ kgf · m; 1 kcal $= 4,19 \cdot 10^3$ J; 1 J $= \frac{1}{4,19 \cdot 10^3}$ kcal; $\frac{1}{4,19 \cdot 10^3}$ kcal $= \frac{1}{9,81}$ kgf · m; 1 kcal $= \frac{4,19 \cdot 10^3}{9,81}$ kgf · m = 427 kgf · m sau 1 kgf · m $= \frac{1}{427}$ kcal.

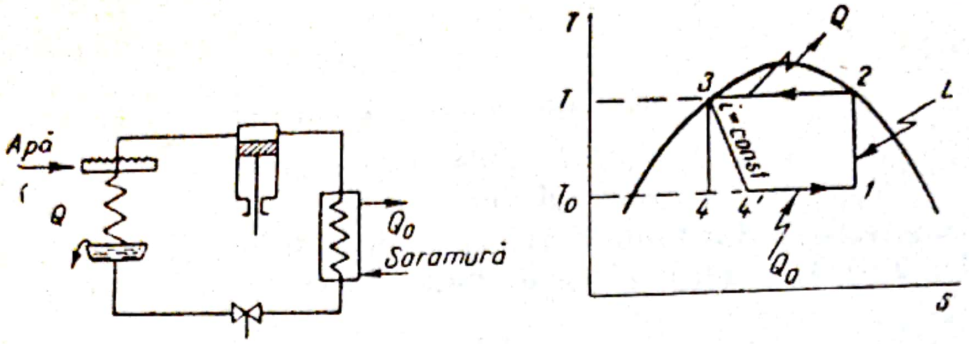


Fig. 10-2. Ciclul umed.

3. Pentru ciclul uscat al unei instalații frigorifere cu compresor cu abur cu o singură treaptă (fig. 10-3) rezultă:

a) fără subrăcirea agentului frigorigen lichid (procesul 1—2—3—4—4'):

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_{4'}}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1}, \qquad (10\text{-}3)$$

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{AL} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1}; \qquad (10\text{-}3\ a)$$

b) cu subrăcirea agentului frigorigen lichid (procesul 1—2—3—4—5—6):

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_6}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_5}{i_2 - i_1}, \qquad (10\text{-}4)$$

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{AL} = \frac{i_1 - i_5}{i_2 - i_1}. \qquad (10\text{-}4\ a)$$

În ultima formulă:

ε este coeficientul frigorific;

$Q_0 = G(i_1 - i_5)$ — capacitatea frigorifică a instalației, în W sau kcal/h;

$L = Q - Q_0 = G(i_2 - i_1)$ — cantitatea teoretică de energie consumată de compresor, în W;

AL — idem, în kcal/h;

$Q = G(i_2 - i_5)$ — cantitatea de căldură cedată de agentul frigorigen apei în condensator (inclusiv subrăcirea agentului frigorigen lichid), în W sau kcal/h;

G — cantitatea de agent frigorigen care circulă în ciclu, în kg/s sau kgf/h;

$i_1, i_2, \ldots$ — entalpia agentului frigorigen în punctele respective ale ciclului, în J/kg sau kcal/kgf.

În figura 10-4 este reprezentat în coordonate *p-i* ciclul uscat al unei instalații frigorifere cu compresor cu o singură treaptă.

Scanned with OKEN Scanner

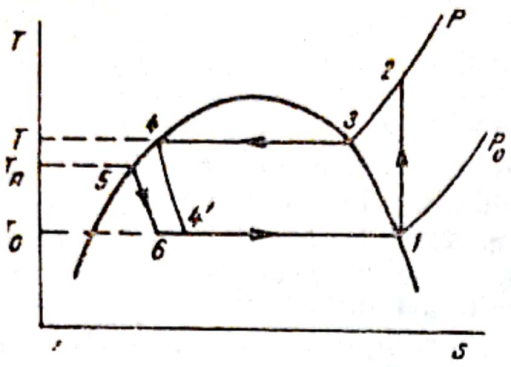


Fig. 10-3. Ciclul uscat.

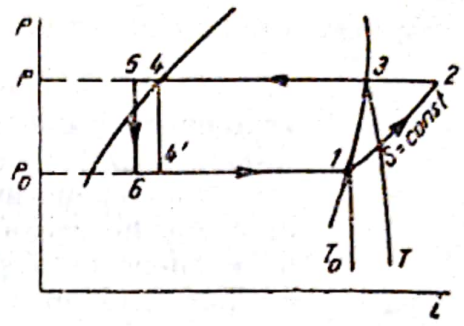


Fig. 10-4. Ciclul uscat în coordonate $p - i$.

4. Puterea teoretică, consumată de compresorul unei instalații frigorifere este:

$$N_t = \frac{L}{1\,000} = G(i_2 - i_1)\ 10^{-3} \qquad [\text{kW}], \qquad (10\text{-}5)$$

$$N_t = \frac{AL}{860} = \frac{G(i_2 - i_1)}{860} \qquad [\text{kW}]. \qquad (10\text{-}5\ \text{a})$$

Deoarece:

$$L = \frac{Q_0}{\varepsilon},$$

atunci:

$$N_t = \frac{Q_0}{1\,000\,\varepsilon} \qquad [\text{kW}], \qquad (10\text{-}6)$$

sau

$$AL = \frac{Q_0}{\varepsilon}; \qquad N_t = \frac{Q_0}{860\,\varepsilon} \qquad [\text{kW}]. \qquad (10\text{-}6\ \text{a})$$

Capacitatea frigorifică specifică teoretică a unei instalații frigorifere este:

$$K_t = \frac{Q_0}{N_t} = 1\,000\,\varepsilon \qquad [\text{J/kW}], \qquad (10\text{-}7)$$

$$K_t = \frac{Q_0}{N_t}\,860\,\varepsilon \qquad [\text{kcal/kWh}]. \qquad (10\text{-}7\ \text{a})$$

5. Puterea consumată de o instalație frigoriferă cu comprimare este:

$$N = \frac{N_t}{\eta} = \frac{L}{1\,000\,\eta} \qquad [\text{kW}], \qquad (10\text{-}8)$$

$$N = \frac{AL}{860\,\eta} \qquad [\text{kW}], \qquad (10\text{-}8\ \text{a})$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

η este randamentul total egal cu:

$$\eta = \eta_i \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_t \cdot \eta_m ; \qquad (10\text{-}9)$$

η_i — randamentul indicat al compresorului, care ține seama de diferența dintre procesul real de funcționare și cel teoretic (izentropic); mărimea η_i depinde de gradul de comprimare al agentului frigorigen, adică de raportul dintre presiunea de condensare p și presiunea de vaporizare p_0;

η_{mec} — randamentul mecanic al compresorului, care ține seama de pierderile provocate prin frecare;

η_t — randamentul de transmisie;

η_m — randamentul motorului compresorului.

Valorile η_i pentru compresoare cu amoniac sînt indicate în figurile 10-5 și 10-6.

La calcule aproximative se admite de obicei

$$\eta_{mec} = 0{,}8 - 0{,}9,$$

$$\eta_t = \eta_m = 0{,}95.$$

6. Capacitatea frigorifică a compresorului este:

$$Q_0 = \lambda V_g q_v \qquad [\mathrm{W}], \qquad (10\text{-}10)$$

în care:

λ este coeficientul de debit al compresorului, adică raportul dintre volumul real de vapori aspirați într-o secundă de

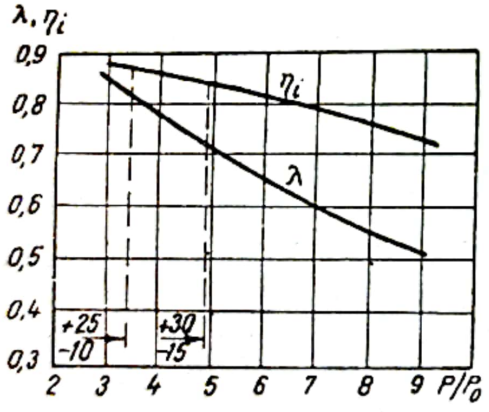


Fig. 10-5. Valorile coeficienților η_i și λ pentru compresoare verticale cu amoniac în echicurent.

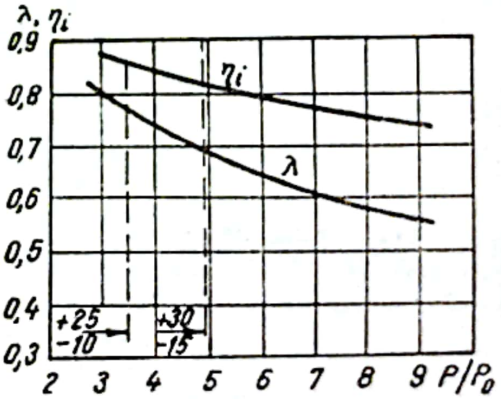


Fig. 10-6. Valorile coeficienților η_i și λ pentru compresoare orizontale cu amoniac cu dublu efect.

compresor și volumul geometric V_g (în m^3/s), descris de piston;

q_v — capacitatea frigorifică volumetrică a agentului frigorigen, egală cu:

$$q_v = \rho_1(i_1 - i_5) \qquad [\mathrm{J/m^3}]; \qquad (10\text{-}11)$$

i_1 și i_3 — entalpiile agentului frigorigen la ieșirea și intrarea în evaporator (notațiile din fig. 10-3 sau 10-4), în J/kg;
ρ — densitatea vaporilor aspirați de compresor, în kg/m³.

Pentru compresoare cu amoniac se pot utiliza valorile coeficienților de debit λ, indicate în figurile 10-5 și 10-6 în funcție de raportul dintre presiunea în condensator p și presiunea din evaporator p_0.

7. La recalcularea capacității frigorifice a unui compresor pentru alte condiții (numărul de rotații rămînînd neschimbat) se utilizează formula:

$$\frac{Q_0}{Q_0'} = \frac{q_v \lambda}{q_v' \lambda'}. \qquad (10\text{-}12)$$

Se consideră condiții normale de funcționare ale unei instalații frigorifere cu comprimare într-o singură treaptă următoarele: temperatura de vaporizare —10°C, temperatura de condensare +25°C, temperatura de subrăcire a agentului frigorigen lichid +15°C.

8. Lucrul mecanic minim necesar pentru lichefierea a 1 kg gaz în procesul ideal de lichefiere (fig. 10-7) este:

$$L_{min} = T_1(S_1 - S_0) - (i_1 - i_0), \qquad (10\text{-}13)$$

$$AL_{min} = T_1(S_1 - S_0) - (i_1 - i_0), \qquad (10\text{-}13\ a)$$

în care:

T_1, S_1 și i_1 reprezintă temperatura, entropia și entalpia gazului în starea inițială (punctul 1);
S_0 și i_0 — entropia și entalpia lichidului (punctul 0).

Deși procesul ideal de lichefiere nu este realizabil în practică, totuși L_{min} are importanță ca termen de comparație pentru ciclurile reale.

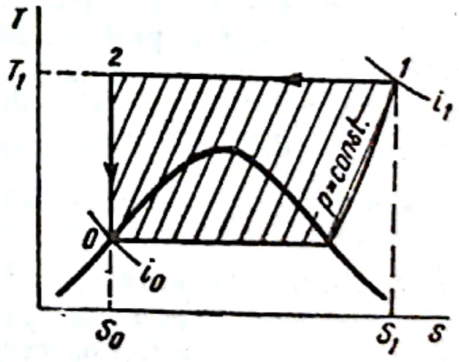


Fig. 10-7. Procesul ideal de lichefiere.

9. Lichefierea aerului cu destindere fără cedare de lucru mecanic în exterior — prin laminare (ciclul Linde).

a) Ciclul regenerativ simplu (v. fig. 10-12). Capacitatea frigorifică specifică a ciclului este:

$$q = i_1 - i_3 \quad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf]}, \qquad (10\text{-}14)$$

Scanned with OKEN Scanner

unde i_1 şi i_3 reprezintă entalpia aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură, în J/kg sau kcal/kgf.

Fracţia de aer lichefiat este:

$$y = \frac{q - q_{pierd}}{i_1 - i_0} = \frac{(i_1 - i_3) - q_{pierd}}{i_1 - i_0}, \qquad (10\text{-}15)$$

în care:

i_0 este entalpia aerului lichid (la presiunea aerului destins), în J/kg, sau kcal/kgf;

q_{pierd} — pierderile totale de frig, raportate la 1 kg de aer prelucrat (v. mai jos).

b) Ciclul de răcire preliminară (cu amoniac).

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului este:

$$q' = i'_1 - i'_3 \qquad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf]}, \qquad (10\text{-}16)$$

unde i'_1 şi i'_3 reprezintă entalpia aerului destins şi comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură principal după răcitorul de amoniac, în J/kg sau kcal/kgf.

Fracţia de aer lichefiat este:

$$y = \frac{q' - q_{pierd}}{i'_1 - i_0} = \frac{i'_1 - i'_3 - q_{pierd}}{i'_1 - i_0}. \qquad (10\text{-}17)$$

Cantitatea de căldură q_a transmisă în schimbătorul de căldură cu amoniac (raportată la 1 kg de aer comprimat) este:

$$q_a = q' - q + y(i_1 - i'_1) \qquad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf]}, \qquad (10\text{-}18)$$

unde:

q' este capacitatea frigorifică a ciclului [formula 10-16)];

q — capacitatea frigorifică a ciclului în cazul cînd lipseşte răcirea preliminară cu amoniac [formula (10-14)];

i_1 şi i'_1 — idem, ca în formulele (10-14) şi (10-16).

c) Ciclul cu circulaţia aerului sub presiune — v. figura 10-13.

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului este:

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) \qquad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf]}, \qquad (10\text{-}19)$$

în care:

i_1, i_2, i_3 reprezintă entalpia aerului destins, la presiune medie şi la presiune înaltă, la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură principal, în J/kg sau kcal/kgf;

M — procentul de aer, laminat pînă la presiune joasă (de obicei 0,2—0,4).

Fracţia de aer lichefiat este:

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{pierd}}{i_1 - i_0}. \qquad (10\text{-}20)$$

Notațiile sînt aceleași ca în formula (10-15).

10. Lichefierea aerului cu destinderea lui și cedarea de lucru în exterior în detentor.

a) Ciclul de presiune medie — v. figura 10-14.

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului este:

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) \quad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf]}, \tag{10-21}$$

în care:

i_1, i_2 reprezintă entalpia aerului destins și a aerului comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură principal, în J/kg sau kcal/kgf;

i_3, i_4 — entalpia aerului comprimat la intrarea și la ieșirea din detentor, în J/kg sau kcal/kgf;

M — fracția de aer intrat în detentor (de obicei se ia $M = 0{,}8$).

Pentru aerul care se destinde în detentor, se consideră de obicei în acest ciclu:

$$i_3 - i_4 = 0{,}65\ \Delta i_{iz} = 0{,}65\ (i_3 - i_5),$$

în care:

Δi_{iz} reprezintă variația entalpiei aerului în procesul izentropic;

i_5 — entalpia aerului la presiunea după detentor și la aceeași entropie ca și i_3, în J/kg sau kcal/kgf.

Fracția de aer lichefiat este:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) - q_{pierd}}{i_1 - i_0}. \tag{10-22}$$

Notațiile sînt aceleași ca și în formula (10-21).

b) Ciclul de presiune înaltă (ciclul Heilandt) — v. figura 10-15.

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului este:

$$q = (i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) \text{ [J/kg] sau [kcal/kgf]}, \tag{10-23}$$

în care:

i_1, i_3 reprezintă entalpia aerului destins și comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul de căldură principal și în detentor, în J/kg sau kcal/kgf;

i_4 — conținutul caloric al aerului la ieșirea din detentor, în J/kg sau kcal/kgf;

M — fracția de aer intrată în detentor (de obicei se ia $M = 0{,}45 \div 0{,}5$).

În acest ciclu, pentru aerul destins în detentor se poate considera:

$$i_3 - i_4 = 0{,}75\ \Delta i_{iz} = 0{,}75(i_3 - i_5).$$

Fracția de aer lichefiat este:

$$y = \frac{(i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) - q_{pierd}}{i_1 - i_0}. \tag{10-24}$$

c) Ciclul de presiune joasă cu turbodetentor (ciclul Kapița) — v. figura 10-16. Fracția de aer lichefiat este:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + (1 - ay)(i_3 - i_4) - q_{pierd}}{i_1 - i_0}, \qquad (10\text{-}25)$$

în care:

i_1, i_2 reprezintă entalpia aerului destins și comprimat la temperatura de intrare în schimbătorul principal, în J/kg sau kcal/kgf;

i_3, i_4 — entalpia aerului comprimat înainte și după turbodetentor, în J/kg sau kcal/kgf;

a — coeficient care ține seama de evaporarea în timpul laminării lichidului de la presiunea de condensare pînă la presiunea atmosferică (la presiunea de condensare egală cu 6 ata, $a = 1{,}25$).

Pentru aerul care se destinde în turbodetentorul Kapița, se poate considera:

$$i_3 - i_4 = 0{,}8\ \Delta i_{iz} = 0{,}8\ (i_3 - i_5), \qquad (10\text{-}26)$$

unde i_5 este conținutul caloric al aerului la presiunea după detentor și la aceeași entropie ca și i_3, în J/kg sau kcal/kgf.

11. Pierderile de frig q_{pierd} se compun din doi termeni:

$$q_{pierd} = q_{nerec} + q_{m\cdot i}. \qquad (10\text{-}27)$$

Pierderile de frig datorită nerecuperării sînt:

$$q_{nerec} = c_p \Delta t \quad \text{[J/kg] sau [kcal/kgf]}, \qquad (10\text{-}28)$$

în care:

c_p este căldura specifică a gazului la temperatura de ieșire din schimbătorul de căldură, în J/kg grd sau kcal/kgf · grd;

Δt — diferența de temperatură între temperatura aerului comprimat care intră în schimbătorul de căldură și temperatura aerului destins care iese din acesta, în grd.

Pierderile de frig în mediul înconjurător (prin izolație) $q_{m\cdot i}$ reprezintă de obicei 4-12,6 kJ (1 — 3 kcal) la 1 m³ de aer prelucrat (în condiții normale).

EXEMPLE

Exemplul 1. Să se determine coeficientul frigorific al unei mașini cu comprimare care funcționează după ciclul Carnot, dacă temperatura în vaporizator este de — 23°C și în condensator de 27°C.

Rezolvare. Folosind formula (10-1), se obține:

$$\varepsilon_c = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{273 - 23}{(273 + 27) - (273 - 23)} = 5.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 2. Să se calculeze puterea teoretică consumată de o instalație frigoriferă care lucrează după ciclul ideal al lui Carnot și care îndepărtează într-o secundă 17 400 J (15 000 kcal/h) la −19°C (temperatura de vaporizare). Temperatura de condensare este de 15°C.

Rezolvare. Coeficientul frigorific are valoarea:

$$\varepsilon_c = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{254}{268 - 254} = 7{,}5.$$

Consumul de energie este:

$$L = \frac{Q_0}{\varepsilon_c} = \frac{17\,400}{7{,}5} = 2\,320 \text{ W} = 2{,}32 \text{ kW},$$

$$AL = \frac{Q_0}{\varepsilon_c} = \frac{15\,000}{7{,}5} = 2\,000 \text{ kcal/h}.$$

Puterea teoretică consumată este:

$$N_t = \frac{L}{1\,000} = \frac{2\,320}{1\,000} = 2{,}32 \text{ kW},$$

$$N_t = \frac{AL}{860} = \frac{2\,000}{860} = 2{,}32 \text{ kW}.$$

Exemplul 3. Să se calculeze puterea teoretică minimă a compresorului de amoniac al unei instalații frigorifere (după ciclul Carnot) și consumul din apă în condensator dacă se fabrică 500 kg gheață pe oră din apă la 0°C. Amoniacul fierbe la −7°C și se condensează la 20°C. Apa din condensator se încălzește de la 10 pînă la 15°C.

Rezolvare. Căldura degajată la solidificarea a 500 kg apă într-o secundă este:

$$Q_0 = \frac{500 \cdot 339{,}1 \cdot 1\,000}{3\,600} = 47\,100 \text{ W},$$

$$Q_0 = 500 \cdot 81 = 40\,500 \text{ kcal/h},$$

în care $339{,}1 \cdot 10^3$ J/kg sau 81 kcal/kgf este căldura de solidificare a apei.

Lucrul mecanic al compresorului (exclusiv lucrul efectuat prin destindere izentropică) este:

$$L = \frac{Q_0}{\varepsilon_c} = \frac{T - T_0}{T} Q_0 = \frac{293 - 266}{266} 47\,100 = 4\,780 \text{ W},$$

$$AL = \frac{293 - 266}{266} 40\,500 = 4\,100 \text{ kcal/h}.$$

Puterea teoretică consumată este:

$$N_t = \frac{4\,780}{1\,000} = \frac{4\,100}{860} \approx 4{,}8 \text{ kW}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Căldura preluată de apă în condensator este:

$$Q = Q_0 + L = 47\,100 + 4\,780 = 51\,880 \text{ W} = 51{,}9 \text{ kW},$$

$$Q = Q_0 + AL = 40\,500 + 4\,100 = 44\,600 \text{ kcal/h}.$$

Debitul de apă este:

$$\frac{51\,880}{(15-10)\cdot 4{,}187\cdot 1\,000} = 2{,}478 \text{ kg/s},$$

$$\frac{44\,600}{(15-10)} = 8\,920 \text{ kg/h sau } 8{,}92 \text{ m}^3\text{/h}.$$

Exemplul 4. Să se determine capacitatea frigorifică specifică a agentului de răcire, coeficientul frigorific, cantitatea de căldură primită în condensator, cantitatea de agent frigorigen în circulație și puterea teoretică consumată de o mașină frigoriferă cu bioxid de carbon care funcționează după ciclul umed, dacă temperatura de vaporizare este de −30°C, temperatura de condensare de 20°C, temperatura de subrăcire de 16°C. Capacitatea de răcire a instalației trebuie să fie de 58 150 W.

În figura 10-8 este arătat ciclul mașinii în coordonate *T-S*. Valorile entalpiilor au fost determinate cu ajutorul diagramei *T-S* pentru bioxid de carbon (v. fig. XXXII).

În figura 10-8: linia 1—2 reprezintă comprimarea în compresor, linia 2—3′ — condensarea, linia 3′—3—subrăcirea agentului frigorigen lichid, linia 3—4—destinderea, linia 4—1 — vaporizarea.

Rezolvare. Capacitatea frigorifică specifică a agentului frigorigen este:

$$q_0 = i_1 - i_4 = 590\cdot 10^3 - 461\cdot 10^3 = 129\cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Coeficientul frigorific este:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1} = \frac{(590-461)\cdot 10^3}{(632-590)\cdot 10^3} = \frac{129\cdot 10^3}{42\cdot 10^3} = 3{,}1.$$

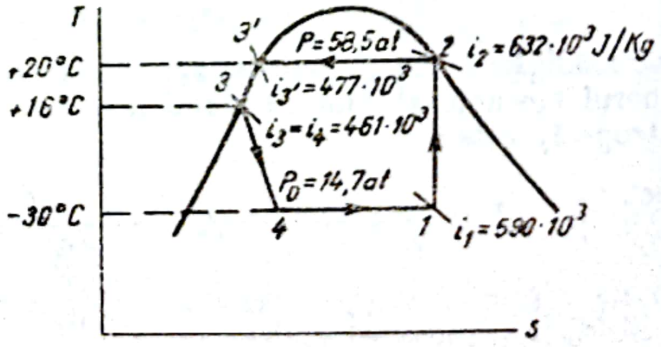


Fig. 10-8. (La exemplul 4.)

Cantitatea de căldură cedată în condensator, raportată la 1 kg de bioxid de carbon în circulație, este:

$$q = i_2 - i_3 = 632\cdot 10^3 - 461\cdot 10^3 = 171\cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de agent frigorigen în circulație este:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{58\,150}{129 \cdot 10^3} = 0{,}448 \text{ kg/s}.$$

Cantitatea de căldură cedată în condensator este:

$$Q = 171 \cdot 10^3 \cdot 0{,}448 = 76{,}9 \text{ kW}.$$

Puterea teoretică necesară este:

$$N_t = G(i_2 - i_1) = 0{,}448 \ (632 \cdot 10^3 - 590 \cdot 10^3) = 0{,}448 \cdot 42 \cdot 10^3 =$$
$$= 18{,}7 \cdot 10^3 \text{ W} = 18{,}7 \text{ kW}.$$

Exemplul 5. Să se determine coeficientul de debit al unui compresor de amoniac cu simplu efect, avînd cursa pistonului de 0,32 m, diametrul cilindrului de 0,25 m și turația de 180 rot/min. Compresorul lucrează cu vapori uscați fără subrăcire. Temperatura de vaporizare este de —10°C, temperatura de condensare de 30°C, capacitatea frigorifică de 93 000 W (80 000 kcal/h).

Rezolvare. Capacitatea frigorifică specifică a amoniacului este:

$$q_0 = i_1 - i_4 = (1\,430 - 324) \cdot 10^3 = 1\,106 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$
$$q_0 = 342{,}5 - 77{,}5 = 265 \text{ kcal/kgf}.$$

Conținutul caloric a fost determinat cu ajutorul diagramei T—S pentru amoniac (v. fig. XXX).

Capacitatea frigorifică volumetrică a amoniacului este:

$$q_v = q_0 \cdot \rho_1 = 1\,106 \cdot 2{,}39 \cdot 10^3 = 2\,640 \cdot 10^3 \text{ J/m}^3,$$
$$q_v = 265 \cdot 2{,}39 = 632 \text{ kcal/m}^3,$$

în care $\rho_1 = 2{,}39$ kg/m³ este densitatea vaporilor aspirați de compresor (v. tabela XLV).

Volumul parcurs de piston este:

$$V_g = \frac{\pi D^2}{4} s \frac{n}{60} = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}25^2}{4} 0{,}32 \frac{180}{60} = 0{,}047 \text{ m}^3/\text{s},$$

$$V_g = \frac{\pi D^2}{4} sn\,60 = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}25^2}{4} 0{,}32 \cdot 180 \cdot 60 = 170 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Coeficientul de debit se calculează cu formula (10-10):

$$\lambda = \frac{Q_0}{V_g q_v} = \frac{93\,000}{0{,}047 \cdot 2\,640 \cdot 10^3} = 0{,}745,$$

$$\lambda = \frac{80\,000}{170 \cdot 632} = 0{,}745.$$

Exemplul 6. Un compresor de amoniac marca 3-AB (vertical) are o capacitate frigorifică $Q_{0norm} = 174\,000$ W (150 000 kcal/h) în condiții normale. Care va fi capacitatea frigorifică a acestui compresor dacă va lucra la o tem-

Scanned with OKEN Scanner

peratură de vaporizare de —25°C, temperatura de condensare fiind de 30°C, iar cea de subrăcire de 25°C?

Rezolvare. Pentru determinarea capacității frigorifice în condițiile de lucru se utilizează formula (10-12):

$$Q_0' = Q_0 \frac{q_v' \lambda'}{q_v \lambda}.$$

După cum se vede din formulă, pentru recalcularea capacității frigorifice a compresorului, trebuie să se determine q_v', q_v λ' și λ.

Pornind de la determinarea condițiilor normale de lucru ($t_{ev} = -10$°C, $t_{cond} = 25$°C, $t_{subr} = 15$°C), cu ajutorul diagramei T—S (v. fig. XXX) și al tabelei XLV, se găsește:

$$q_v = q_0 \rho = (i_1 - i_4) \rho = (1\,430 \cdot 10^3 - 251 \cdot 10^3) \cdot 2{,}39 = 2\,830 \cdot 10^3 \text{ J/m}^3,$$

$$q_v = (342{,}5 - 60)\ 2{,}39 = 675 \text{ kcal/m}^3.$$

În mod analog se găsește q_v':

$$q_v' = (i_1' - i_4')\ \rho' = (1\,410 \cdot 10^3 - 299 \cdot 10^3)\ 1{,}297 = 1\,440 \cdot 10^3 \text{ J/m}^3,$$

$$q_v' = (337{,}5 - 71{,}5)1{,}297 = 345 \text{ kcal/m}^3.$$

Pentru determinarea lui λ se găsește raportul dintre presiunea de condensare și presiunea de vaporizare în condiții normale, adică raportul dintre presiunea p, corespunzătoare temperaturii de condensare de 25°C și presiunea p_0, corespunzătoare temperaturii de vaporizare la —10°C (v. tabela XLV):

$$\frac{p}{p_0} = \frac{1\,004}{281} = 3{,}45,$$

$$\frac{p}{p_0} = \frac{10{,}23}{2{,}97} = 3{,}45.$$

Pentru acest raport al presiunilor, $\lambda = 0{,}82$ (v. fig. 10-5).

În mod analog se determină λ', pornind de la condițiile de lucru date. Se calculează raportul dintre presiunea p, corespunzînd temperaturii de condensare de 30°C, și presiunea p_0, corespunzînd temperaturii de vaporizare de —25°C:

$$\frac{p}{p_0} = \frac{1\,167}{152} = 7{,}7,$$

$$\frac{p}{p_0} = \frac{11{,}9}{1{,}55} = 7{,}7.$$

Pentru acest raport al presiunilor, $\lambda' = 0{,}57$ (v. fig. 10-5).

Scanned with OKEN Scanner

Capacitatea frigorifică a compresorului în condițiile de lucru este:

$$Q_0' = Q_0 \frac{q_v' \lambda'}{q_v \lambda} = 174\,000 \frac{1\,440 \cdot 10^3 \cdot 0{,}57}{2\,830 \cdot 10^3 \cdot 0{,}82} = 62\,000 \text{ W} = 62 \text{ kW},$$

$$Q_0' = 150\,000 \frac{345 \cdot 0{,}57}{675 \cdot 0{,}82} = 53\,300 \text{ kcal h}.$$

Exemplul 7. Să se determine dimensiunile cilindrului și puterea consumată de un compresor orizontal cu o singură treaptă și cu simplu efect, care lucrează cu amoniac gazos după ciclul uscat. Capacitatea frigorifică necesară este de 290 000 W la temperatura de vaporizare de −20°C. Temperatura de condensare este de 25°C, temperatura de subrăcire de 20°C. Să se determine, de asemenea, coeficientul frigorific al instalației.

În figura 10-9 este arătat ciclul în coordonate $T-S$ corespunzător cu condițiile date. Linia 1—2 reprezintă comprimarea în compresor, linia 2—3′—răcirea vaporilor supraîncălziți și condensarea, linia 3′—3—subrăcirea lichidului, linia 3—4 destinderea, linia 4—1 — vaporizarea.

Rezolvare. Valorile entalpiei amoniacului în diverse puncte ale ciclului se găsesc pe diagrama $T-S$ (v. fig. XXX).

Capacitatea frigorifică specifică a amoniacului este:

$$q_0 = i_1 - i_4 = (1\,420 - 276) \cdot 10^3 = 1\,140 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Cantitatea de amoniac care circulă este:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{290\,000}{1\,144 \cdot 10^3} = 0{,}254 \text{ kg/s} = 915 \text{ kg/h}.$$

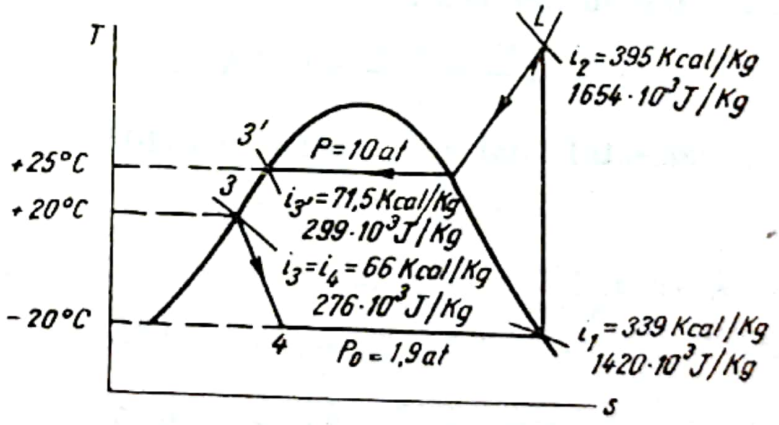


Fig. 10-9. (La exemplul 7.)

Capacitatea frigorifică volumetrică a amoniacului este:

$$q_v = q_0 \rho_1 = 1\,140 \cdot 10^3 \cdot 1{,}6 = 1\,830 \cdot 10^3 \text{ J/m}^3,$$

în care: $\rho_1 = 1{,}6 \text{ kg/m}^3$ este densitatea vaporilor aspirați de compresor (v. tabela XLV).

Volumul descris de piston pe secundă este:

$$V_g = \frac{Q_0}{q_v \lambda} = \frac{290\,000}{1\,830 \cdot 10^3 \cdot 0{,}7} = 0{,}227 \text{ m}^3/\text{s} \text{ sau } 820 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Raportul

$$\frac{p}{p_0} = \frac{10}{1{,}9} = 5{,}3.$$

Din figura 10-5 se găsește valoarea $\lambda = 0{,}7$.
Dacă se consideră turația $n = 210$ rot/min, volumul cilindrului este:

$$V = \frac{0{,}227 \cdot 60}{210} = 0{,}065 \text{ m}^3.$$

De obicei, raportul dintre cursa pistonului S și diametrul D este $\frac{S'}{D} = 1{,}1 \div 1{,}3$. Se consideră acest raport egal cu 1,2. Atunci:

$$0{,}065 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot 1{,}2D,$$

de unde:

$$D = 0{,}41 \text{ m} = 410 \text{ mm},$$

$$S = 410 \cdot 1{,}2 = 490 \text{ mm}.$$

Puterea teoretică a compresorului este:

$$N_t = G\ (i_2 - i_1) = 0{,}254\ (1\,645 - 1\,420) \cdot 10^3 = 59{,}5 \cdot 10^3 \text{ W} = 59{,}5 \text{ kW}.$$

Puterea consumată efectiv este:

$$N = \frac{N_t}{\eta} = \frac{59{,}5}{0{,}643} = 92{,}5 \text{ kW}.$$

Aici η este randamentul total, egal cu [formula (10-9)]:

$$\eta = \eta_i \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_t \cdot \eta_m;$$

Valoarea randamentului indicat η_i la $\frac{p}{p_0} = 5{,}3$ se determină din figura 10-5. Pentru acest raport al presiunilor, $\eta_i = 0{,}84$.
Se admite:

$$\eta_{mec} = 0{,}85;\ \eta_t = 0{,}95;\ \eta_m = 0{,}95.$$

Atunci:

$$\eta = 0{,}84 \cdot 0{,}85 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}95 = 0{,}643.$$

Coeficientul frigorific este:

$$\varepsilon = \frac{q_0}{i_2 - i_1} = \frac{1\,144 \cdot 10^3}{(1\,654 - 1\,420) \cdot 10^3} = 4{,}88.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 8. Să se determine, pornind de la condițiile exemplului precedent, cantitatea de apă introdusă în condensator și suprafața de transmitere a căldurii a condensatorului (inclusiv subrăcirea amoniacului lichid), dacă temperatura inițială a apei este de 15°C, cea finală de 21°C, coeficientul total de transmitere a căldurii pentru zona de condensare (cuprinzînd răcirea vaporilor supraîncălziți) $K' = 2\,330$ W/m²grd, iar pentru zona de subrăcire a amoniacului lichid $K'' = 465$ W/m²grd.

Rezolvare. Cantitatea totală de căldură transmisă în condensator se determină cu formula:

$$Q = G(i_2 - i_3) = 0{,}254\,(1\,654 - 276) \cdot 10^3 = 350 \cdot 10^3 \text{ W} = 350 \text{ kW}.$$

Cantitatea de căldură transmisă în zona de răcire a vaporilor supraîncălziți și în zona de condensare este:

$$Q' = G(i_2 - i_3') = 0{,}254(1\,654 - 299) \cdot 10^3 = 344 \cdot 10^3 \text{ W} = 344 \text{ kW}.$$

Cantitatea de căldură transmisă în zona de subrăcire a amoniacului lichid este:

$$Q'' = (350 - 344) \cdot 10^3 = 6 \cdot 10^3 \text{ W} = 6\text{k W}.$$

Cantitatea de apă introdusă în condensator este:

$$G_{apă} = \frac{Q}{(t_{fin} - t_{in})\,c_a} = \frac{350 \cdot 10^3}{(21 - 15)\;4{,}19 \cdot 10^3} = 19{,}9 \text{ kg/s} = 50\,000 \text{ kg/h}$$

sau

$$V_{apă} = 50 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Temperatura apei după zona de subrăcire a amoniacului lichid este:

$$t = 15 + \frac{6 \cdot 10^3}{13{,}9 \cdot 4{,}19 \cdot 10^3} = 15{,}1°\text{C}.$$

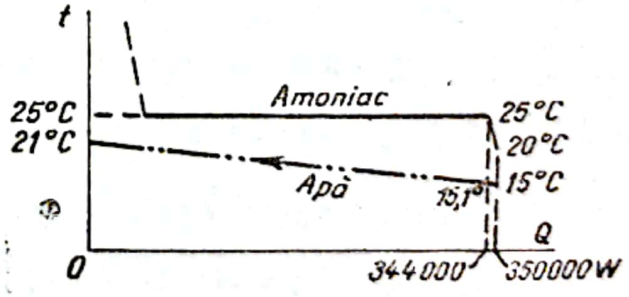


Fig. 10-10. (La exemplul 8.)

Diferența medie de temperatură în zona de condensare, fără a considera temperatura de supraîncălzire (fig. 10-10), este:

$$\Delta t_m' = \frac{(25 - 15{,}1) - (25 - 21)}{2{,}3 \lg \dfrac{25 - 15{,}1}{25 - 21}} = 6{,}5°.$$

Scanned with OKEN Scanner

Diferența medie de temperatură în zona de subrăcire a amoniacului lichid este:

$$\Delta t''_m = \frac{(25 - 15{,}1) + (25 - 5)}{2} = 7{,}4°.$$

Suprafața de transmitere a căldurii în zona de condensare este:

$$F' = \frac{Q'}{K'\Delta t'_m} = \frac{344 \cdot 10^3}{2\,330 \cdot 6{,}5} = 22{,}8 \text{ m}^2.$$

Suprafața de transmitere a căldurii în zona de subrăcire este:

$$F'' = \frac{Q''}{K''\Delta t''_m} = \frac{6 \cdot 10^3}{465 \cdot 7{,}45} = 1{,}68 \text{ m}^2.$$

Suprafața totală a condensatorului este:

$$F = F' + F'' = 22{,}8 + 1{,}68 = 24{,}5 \text{ m}^2.$$

Încărcarea calorică specifică (căldura cedată de 1 m² suprafață de transmitere a căldurii) este:

$$q_F = \frac{350 \cdot 10^3}{24{,}5} = 14{,}3 \cdot 10^3 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s}.$$

Exemplul 9. Se cere să se răcească 2 200 kg/h pentan de la 20 pînă la −20°C. Se va alege un compresor de amoniac care să permită răcirea cerută, știind că pentru condensarea amoniacului se utilizează apă cu temperatura de 12°C. Căldura specifică a pentanului $c_p = 2{,}09 \cdot 10^3$ J/kg · grd sau (0,5 kcal/kgf·grd).

Rezolvare. Căldura preluată la răcirea pentanului este:

$$Q_0 = \frac{2\,000}{3\,600} \cdot 2{,}09 \cdot 10^3 [20 - (-20)] = 51\,100 \text{ W} = 51{,}1 \text{ kW},$$

$$Q_0 = 2\,200 \cdot 0{,}5\ [20 - (-20)] = 44\,000 \text{ kcal/h}.$$

Considerînd 15% pierderi, capacitatea frigorifică a compresorului trebuie să fie:

$$Q'_0 = 51\,100 \cdot 1{,}15 = 58\,800 \text{ W} = 58{,}8 \text{ kW},$$

$$Q'_0 = 44\,000 \cdot 1{,}15 = 50\,600 \text{ kcal/h}.$$

Deoarece compresoarele fabricate, care se găsesc în cataloage și manuale, sînt caracterizate prin capacitatea frigorifică în condiții normale, capacitatea frigorifică de lucru de 58 800 W (50 600 kcal/h) trebuie transformată în aceste condiții.

Se determină capacitatea frigorifică specifică a amoniacului:

$$q_0 = i_1 - i_4.$$

Scanned with OKEN Scanner

Pornind de la faptul că pentanul se răcește pînă la —20°C și considerînd diferența minimă de temperatură $\Delta t = 5°C$, se obține temperatura de vaporizare a amoniacului:

$$t_0 = -20 - 5 = -25°C.$$

Apa de răcire intră în condensator la temperatura de 12°C.

Se consideră că în locul unde există o diferență minimă de temperatură în zona de condensare (fig. 10-11) apa are temperatura de 18°C. Considerînd,

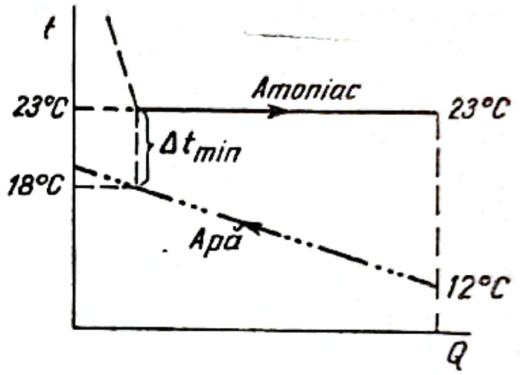


Fig. 10-11. (La exemplul 9.)

de asemenea, că mărimea diferenței minime de temperatură este de 5°C, se obține temperatura de condensare a amoniacului $t = 18 + 5 = 23°C$. Lichidul nu se subrăcește.

Cu ajutorul acestor temperaturi, se găsesc valorile pentru i_1 și i_4, precum și presiunile de vaporizare și de condensare din diagrama T—S pentru amoniac (v. fig. XXX) și din tabela XLV. Entalpia vaporilor de amoniac uscați saturați la — 25°C $i_1 = 1\,413 \cdot 10^3$ J/kg sau 337,5 kcal/kgf; entalpia amoniacului lichid la 23°C $i_4 = 289 \cdot 10^3$ J/kg sau 69 kcal/kgf. Presiunea de vaporizare $p_0 = 1{,}55$ ata; presiunea de condensare $p = 9{,}61$ ata.

Atunci:

$$q_0 = (1\,413 - 289) \cdot 10^3 = 1\,124 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q_0 = 337{,}5 - 69 = 268{,}5 \text{ kcal/kgf}.$$

Capacitatea frigorifică volumetrică a amoniacului este

$$q_v = q_0 \rho_1 = 1\,124 \cdot 10^3 \cdot 1{,}3 = 1\,460 \cdot 10^3 \text{ J/m}^3,$$

$$q'_v = 268{,}5 \cdot 1{,}3 = 349 \text{ kcal/m}^3,$$

în care:

$$\rho_1 = 1{,}3 \text{ kg/m}^3 \text{ (v. tabela XLV)}.$$

λ' se determină din figura 10-5:

$$\frac{p}{p_0} = \frac{9{,}61}{1{,}55} = 6{,}2,$$

$$\lambda'_p = 0{,}65.$$

Se determină capacitatea frigorifică a compresorului în condiții normale cu formula (10-12):

$$Q_0 = Q_0' \frac{q_v \cdot \lambda}{q_v' \cdot \lambda'} = 58\,800 \frac{2\,830 \cdot 10^3 \cdot 0{,}82}{1\,460 \cdot 10^3 \cdot 0{,}65} = 143\,400 \text{ W} = 143{,}4 \text{ kW},$$

$$Q_0 = 50\,600 \frac{675 \cdot 0{,}82}{349 \cdot 0{,}65} = 123\,500 \text{ kcal/h},$$

în care $q_v = 2\,830 \cdot 10^3$ J/m³ (v. exemplul 6), sau 675 kcal/m³ și $\lambda = 0{,}82$.

Cel mai apropiat compresor din punctul de vedere al capacității frigorifice este compresorul marca 4 AY-15. Capacitatea lui frigorifică în condiții normale este de 151 000 W = 151 kW sau 130 000 kcal/h ($n = 480$ rot/min).

Exemplul 10. Să se determine cu diagrama T—S (v. fig. XXXIII) procentul de aer lichid format după destinderea aerului comprimat de la 80 at și 140°K pînă la 1 at.

Rezolvare. Se găsește punctul de intersecție al izobarei de 80 at cu izoterma de 140°K și din aceasta, pe linia $i = const.$, se coboară pînă la intersecția cu izobara de 1 at. Luînd raportul porțiunii situate pe izobara de 1 at la dreapta punctului găsit, pînă la linia limită a vaporilor, față de întregul segment cuprins între linia lichidului și aceea a vaporilor la $p = 1$ at, se obține procentul de lichid în amestecul de vapori și lichid format, egal cu 33%.

Exemplul 11. Să se determine ce cantitate de căldură trebuie preluată pentru a lichefia la presiunea atmosferică 1 kg de aer și care este lucrul mecanic minim ce trebuie consumat pentru aceasta. Temperatura inițială a aerului este de 290°K.

Rezolvare. Din diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII) se găsește că la $p = 1$ at:

$$i_g - i_l = 502 \cdot 10^3 - 92 \cdot 10^3 = 410 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$i_g - i_l = 119{,}8 - 22 = 97{,}8 \text{ kcal/kgf}.$$

Lucrul teoretic minim consumat pentru a lichefia 1 kg de aer se calculează cu formula (10-13):

$$L_{min} = T_1 (S_1 - S_0) - (i_1 - i_0) = 290\,(3{,}75 - 0)\,10^3 - 410 \cdot 10^3 =$$

$$= 677 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$AL_{min} = 290\,(0{,}895 - 0) - 97{,}8 = 161{,}8 \text{ kcal/kgf}.$$

S_1 și S_0 se determină din diagrama T—S pentru aer.

Deci:

$$L_{min} = \frac{677}{3\,600} = 0{,}188 \text{ kWh/kg},$$

$$L_{min} = \frac{161{,}8}{860} = 0{,}188 \text{ kWh/kgf}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 12. Să se determine cantitatea de aer lichid obținută pe oră și puterea consumată pentru aceasta, dacă se prelucrează 200 kg/h aer comprimat la 200 at. Instalația funcționează după ciclul regenerativ obișnuit. Temperatura aerului înainte și după compresor (la intrarea în schimbătorul de căldură) este de 25°C. Aerul se destinde la 1 at. Pierderile în mediul înconjurător se consideră de $4{,}19 \cdot 10^3$ J (1 kcal) la 1 m³N aer. Nerecuperarea, 5°C.

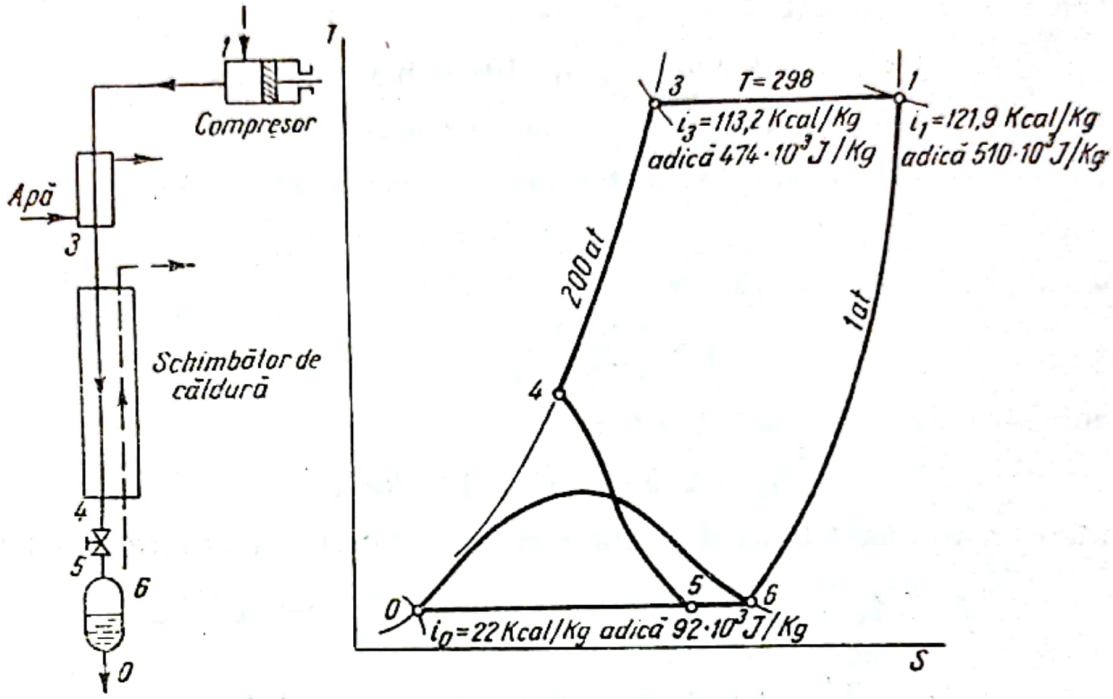


Fig. 10-12. (La exemplul 12.)

Rezolvare. În figura 10-12 este dată schema de principiu a instalației și reprezentarea procesului în coordonate T—S. Pentru calcul se utilizează diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII).

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (10-14):

$$q = i_1 - i_3 = (510 - 474) \cdot 10^3 = 36 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q = 121{,}9 - 113{,}2 = 8{,}7 \text{ kcal/kgf}.$$

Pierderile de frig raportate la 1 kg de aer prelucrat se determină cu formulele (10-27) și (10-28):

a) pierderile prin nerecuperare*:

$$q_{nerec} = c_p \Delta t = 1{,}01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5{,}05 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q_{nerec} = 0{,}24 \cdot 5 = 1{,}2 \text{ kcal/kgf}.$$

* Aici nu se consideră micșorarea cantității de aer recirculat în cantitatea de aer lichefiat.

b) pierderile în mediul înconjurător:

$$q_{m.i.} = \frac{4{,}19 \cdot 10^3}{1{,}29} = 3{,}25 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q_{m.i.} = \frac{1}{1{,}29} = 0{,}78 \text{ kcal/kgf}.$$

Pierderile totale sînt:

$$q_{pierd} = (5{,}05 + 3{,}25) \cdot 10^3 = 8{,}3 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q_{pierd} = 1{,}2 + 0{,}78 = 1{,}98 \text{ kcal/kgf}.$$

Fracția aerului lichefiat se determină cu formulele (10-15):

$$y = \frac{(i_1 - i_3) - q_{pierd}}{i_1 - i_0} = \frac{(36 - 8{,}3) \cdot 10^3}{(510 - 92{,}1) \cdot 10^3} = 0{,}067,$$

$$y = \frac{8{,}7 - 1{,}98}{121{,}9 - 22} = 0{,}067.$$

Cantitatea de aer lichefiat este:

$$G_l = 200 \cdot 0{,}067 = 13{,}4 \text{ kg/h}.$$

Puterea consumată la axul compresorului se determină cu formula (2-20):

$$N = 1{,}69\, G_S RT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1{,}69 \frac{200}{3\,600} \cdot \frac{287}{1\,000} 298 \ln \frac{200}{1} =$$

$$= \frac{1{,}69}{18} \cdot 0{,}287 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 200 = 42{,}5 \text{ kW},$$

$$N = 1{,}69 \frac{200}{3\,600} 29{,}26 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 200 = 4\,330 \text{ kgf} \cdot \text{m/s} = 42{,}5 \text{ kW}.$$

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este:

$$N_{sp} = \frac{42{,}5}{13{,}4} = 3{,}16 \text{ kWh/kg}.$$

Exemplul 13. Să se determine cantitatea de aer prelucrat pentru a obține 50 kg/h aer lichid și puterea consumată pentru aceasta, dacă lichefierea se face după ciclul cu răcirea prealabilă a aerului pînă la —35°C (cu ajutorul amoniacului). Presiunea de comprimare este de 200 at, destinderea de 1 at. Temperatura inițială a aerului este de 25°C. Pierderile totale de frig în mediul înconjurător și prin nerecuperare se consideră de 8,8 kJ/kg.

Rezolvare. Pentru determinarea entalpiei, se utilizează diagrama $T - S$ pentru aer (v. fig. XXXIII).

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (10-16):

$$q' = i'_1 - i'_3 = (449 - 386) \cdot 10^3 = 63 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

Scanned with OKEN Scanner

în care:

i'_1 este entalpia aerului la $p = 1$ at și $t = -35°C$;
i'_3 — entalpia aerului la $p = 200$ at și $t = -35°C$.

Fracția lichefiată a aerului se determină cu formula (10-17):

$$y = \frac{(i'_1 - i'_3) - q_{pierd}}{(i'_1 - i_0)} = \frac{(63{,}7 - 8{,}8) \cdot 10^3}{(449 - 92) \cdot 10^3} = 0{,}153.$$

Cantitatea de aer ce trebuie prelucrată pentru a obține 50 kg/h aer lichid este:

$$G = \frac{50}{0{,}153} = 327 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea de căldură transmisă în schimbătorul de căldură cu amoniac se determină cu formula (10-18):

$$q_a = q' - q + y\,(i_1 - i'_1) = 63{,}7 \cdot 10^3 - 36{,}5 \cdot 10^3 +$$
$$+ 0{,}153\,(510 - 449) \cdot 10^3 = 36 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

în care:

$q = 36 \cdot 10^3$ J/kg și $i_1 = 510 \cdot 10^3$ J/kg (v. exemplul 12).

Se determină puterea la axul compresorului de aer:

$$N = 1{,}69\, G_s RT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1{,}69 \frac{327}{3\,600} 287 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 200 =$$
$$= 69{,}5 \cdot 10^3 \text{ W} = 69{,}5 \text{ kW}.$$

Puterea necesară compresorului de amoniac este:

$$N_{am} = \frac{36 \cdot 327}{8\,540 \cdot 0{,}66} = 2{,}11 \text{ kW},$$

în care:

8 540 kJ/kWh sau 2 040 kcal/kWh este capacitatea frigorifică specifică (teoretică) a instalației frigorifere cu amoniac la temperatura de vaporizare a amoniacului, egală cu −40°C* [10-2];
0,66 — randamentul total al compresorului de amoniac.

Puterea totală consumată este:

$$N = 69{,}5 + 2{,}11 = 71{,}61 \text{ kW},$$

* Temperatura de −40°C a fost luată considerînd $\Delta t = 5°C$ între temperatura aerului și amoniacului.

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este:

$$N_{sp} = \frac{71{,}61}{50} = 1{,}43 \text{ kWh/kg}.$$

Exemplul 14. Să se determine cantitatea de aer lichefiat și consumul specific de energie, pentru a obține aer lichid după schema cu circulația aerului sub presiune. Presiunea înaltă a aerului este de 200 at (19 620 kN/m²), cea medie de 50 at (4 900 kN/m²). Temperatura aerului la intrarea în schimbătorul de căldură este de 20°C. Procentul de aer destins pînă la presiunea joasă, $M = 0{,}3$. Pierderile totale de frig datorită nerecuperării și în mediul înconjurător reprezintă 10,5 kJ/m³N aer de presiune înaltă care intră în instalație.

Rezolvare. În figura 10-13 este dată schema de principiu a unei instalații cu recirculația aerului la presiunea înaltă și reprezentarea procesului în coor-

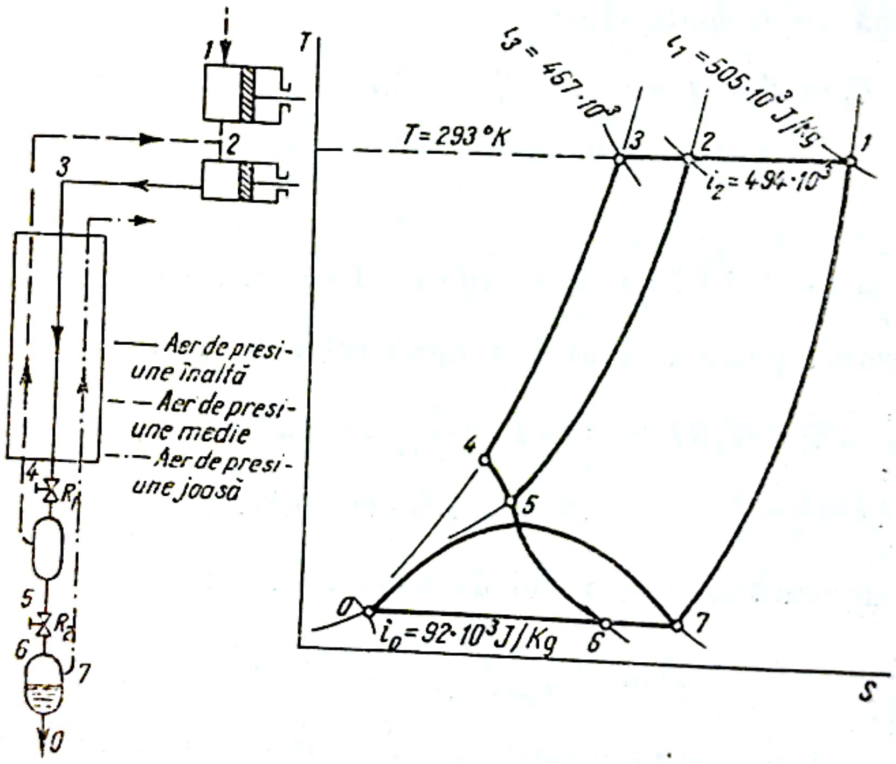


Fig. 10-13. (La exemplul 14.)

donate T—S. Pentru determinarea conținutului caloric al aerului se utilizează diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII). Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (10-19):

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) = (494 - 467)\,10^3 + \\ + 0{,}3(505 - 494) \cdot 10^3 = 30 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q = 118 - 111{,}6 + 0{,}3\,(120{,}6 - 118) = 7{,}18 \text{ kcal/kgf}.$$

Fracția lichefiată y se determină cu ecuația (10-20):

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{pierd}}{i_1 - i_0} = \frac{30 \cdot 10^3 - \frac{10{,}5 \cdot 10^3}{1{,}29}}{(505 - 92) \cdot 10^3} = 0{,}053,$$

$$y = \frac{7{,}18 - \frac{2{,}5}{1{,}29}}{120{,}6 - 22} = 0{,}053.$$

Puterea la axul compresorului se determină cu formulele:

$$N' = 1{,}69 \frac{1}{3\,600} 287 \cdot 293 \cdot 2{,}3 \lg \frac{19\,620}{4\,900} = 54{,}5 \text{ W}$$

$$N' = 1{,}69 \frac{1}{3\,600} 29{,}26 \cdot 293 \cdot 2{,}3 \lg \frac{200}{50} = 5{,}56 \text{ kgf} \cdot \text{m/s}.$$

$$N'' = 1{,}69 \frac{0{,}3}{3\,600} 287 \cdot 293 \cdot 2{,}3 \lg \frac{4\,900}{98{,}1} = 46{,}1 \text{ W}$$

$$N'' = 1{,}69 \frac{0{,}3}{3\,600} 29{,}26 \cdot 293 \cdot 2{,}3 \lg 50 = 4{,}70 \text{ kgf} \cdot \text{m/s}$$

$$N = \frac{54{,}5 + 46{,}1}{1\,000} = 0{,}1 \text{ kW}$$

$$N = \frac{10{,}26}{102} = 0{,}1 \text{ kW}.$$

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este:

$$N_{sp} = \frac{0{,}1}{0{,}053} = 1{,}89 \text{ kWh/kg}.$$

Exemplul 15. La obținerea aerului lichid cu cedare de lucru mecanic în exterior într-un detentor după ciclul de presiune medie se consumă o putere de 110 kW (la axul compresorului). Cîte kilograme de aer lichid se obțin pe oră, dacă aerul se comprimă pînă la 35 at? În detentor se introduce 80% din aerul prelucrat; temperatura aerului înainte de detentor este —110°C; nerecuperarea este de 5°C. Pierderile de frig în mediul înconjurător prin izolație reprezintă 0,93 kW (800 kcal/h). Se consideră că lucrul mecanic recuperat prin detentor la axul compresorului este jumătate din căderea teoretică (izentropică) de căldură. Temperatura aerului care intră după compresor, în schimbătorul de căldură al instalației, este de 25°C. Să se determine, de asemenea, consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid.

Rezolvare. În figura 10-14 este dată schema de principiu a instalației și reprezentarea procesului în coordonate T—S. Pentru determinarea conținutului caloric se folosește diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII).

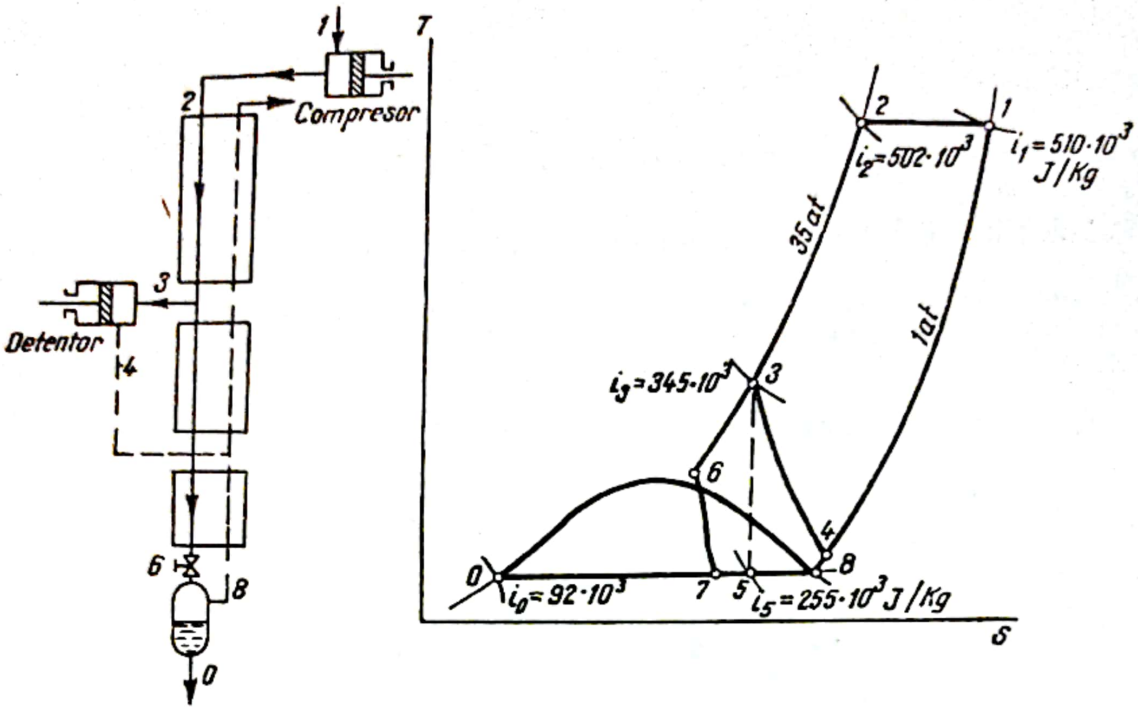


Fig. 10-14. (La exemplul 15.)

Capacitatea frigorifică specifică se determină cu formula (10-21):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) = (510 - 502) \cdot 10^3 + 0{,}8 \cdot 58 \cdot 10^3 = 54 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q = (121{,}8 - 120) + 0{,}8 \cdot 13{,}8 = 12{,}8 \text{ kcal/kgf},$$

în care:

$$i_3 - i_4 = 0{,}65\,(i_3 - i_5) = 0{,}65\,(345 - 255) \cdot 10^3 = 58 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$i_3 - i_4 = 0{,}65\ (82{,}3 - 61) = 13{,}8 \text{ kcal/kgf}.$$

Lucrul mecanic cedat în detentor la destinderea a 1 kg aer este:

$$l_{det} = 0{,}5(345 - 255)\ 10^3 = 44{,}6 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$l_{det} = 0{,}5\ (82{,}3 - 61)\ 427 = 4\,550 \text{ kgf} \cdot \text{m/kgf}.$$

Se determină cantitatea de aer G, în kg/s, comprimat de compresor, din ecuația:

$$L = L_c - L_{det} = 1{,}69\,GRT \cdot 2{,}3 \lg 35 - 0{,}8\,G \cdot 44{,}6,$$

$$L = 1{,}69\ GRT \cdot 2{,}3\ \lg\ 35 - 0{,}8\ G \cdot 4\,550.$$

Conform datelor:

$$L = 110 \text{ kW, adică } 110 \cdot 102 \text{ kgf} \cdot \text{m/s}.$$

Deci:

$$110 = 1{,}69\ G \cdot 287 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 35 - 0{,}8 \cdot 44{,}6,$$

$$110 \cdot 102 = 1{,}69 \cdot G \cdot 29{,}26 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 35 - 0{,}8 \cdot 4\,550,$$

de unde:

$$G = 0{,}231 \text{ kg/s sau } 0{,}231 \cdot 3\,600 = 835 \text{ kg/h}.$$

Pierderile de frig se determină cu formulele* (10-27) și (10-28):

$$Q_{nr} = G\ c_p\ \Delta t = 0{,}231 \cdot 1{,}01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 1{,}17 \cdot 10^3 \text{ W},$$

$$Q_{nerec} = 835 \cdot 0{,}24 \cdot 5 = 1\,000 \text{ kcal/h}.$$

Conform condițiilor date:

$$q_{m.t.} = 0{,}93 \cdot 10^3 \text{ W, adică } 800 \text{ kcal/h}.$$

Pierderile totale de frig sînt:

$$Q_{pierd} = (1{,}17 + 0{,}93) \cdot 10^3 = 210 \cdot 10^3 \text{ W},$$

$$Q_{pierd} = 1\,000 + 800 = 1\,800 \text{ kcal/h}$$

sau, calculînd la 1 kg aer prelucrat, rezultă:

$$q_{pierd} = \frac{2{,}1 \cdot 10^3}{0{,}231} = 9{,}1 \cdot 10^3 \text{ J/kg},$$

$$q_{pierd} = \frac{1\,800}{835} = 2{,}13 \text{ kcal/kgf}.$$

Fracția lichefiată se determină cu formula (10-22):

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) - q_{pierd}}{i_1 - i_0} = \frac{(54 - 9{,}1) \cdot 10^3}{(510 - 92) \cdot 10^3} = 0{,}107,$$

$$y = \frac{12{,}8 - 2{,}13}{121{,}8 - 22} = 0{,}107.$$

Cantitatea de aer lichid obținută este:

$$G_l = 835 \cdot 0{,}107 = 89{,}3 \text{ kg/h}.$$

Consumul specific de energie pe 1 kg aer lichid este:

$$N_{sp} = \frac{110}{89{,}3} = 1{,}23 \text{ kWh/kg}.$$

* Nu se consideră micșorarea debitului aerului trimis în contracurent.

Exemplul 16. Să se determine randamentul procesului de lichefiere a aerului, după procedeul cu cedare de lucru mecanic în exterior, după ciclul de presiune înaltă, știind că aerul este comprimat de compresor la 200 at. Temperatura inițială a aerului este de 30°C; în detentor se introduce jumătate din aerul prelucrat. Pierderile totale de frig se consideră de 8,4 kJ, calculate la 1 kg aer prelucrat. Destinderea în detentor se face de la 200 at până la 10 at și apoi de la 10 at până la 1 at prin destindere simplă. Cantitatea de lucru mecanic cedată de detentor la axul compresorului se ia ca în exemplul precedent.

Rezolvare. În figura 10-15 este dată schema de principiu a instalației și reprezentarea procesului în coordonate T—S. Pentru determinarea entalpiei aerului se utilizează diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII).

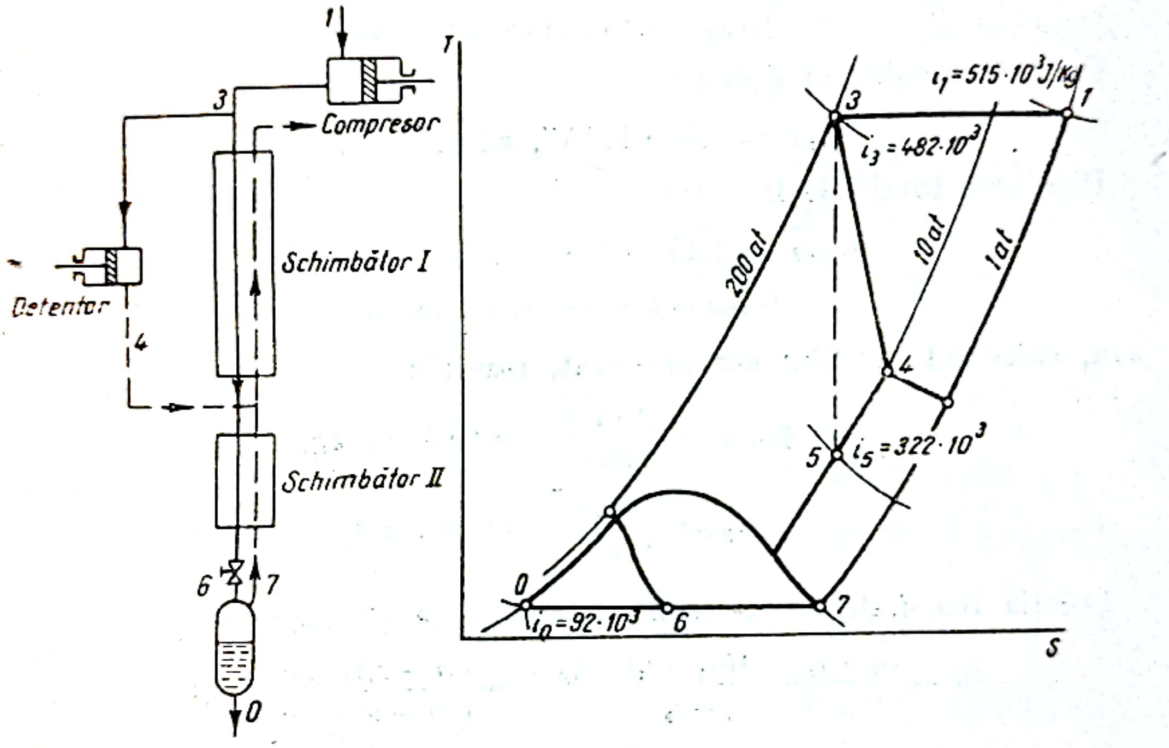


Fig. 10-15. (La exemplul 16.)

Capacitatea frigorifică specifică a ciclului se determină cu formula (10-23):

$$q = (i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) = (515 - 482)10^3 + 0{,}5 \cdot 119 \cdot 10^3 = 93{,}2 \cdot 10^3 \text{J/kg},$$

în care $i_3 - i_4 = 0{,}75\ (482-322)\ 10^3 = 119 \cdot 10^3$ J/kg.

Fracția lichefiată se determină cu formula (10-24):

$$y = \frac{(i_1 - i_3) + M(i_3 - i_4) - q_{pierd}}{i_1 - i_0} = \frac{(93{,}2 - 8{,}4)\ 10^3}{(515 - 92)\ 10^3} = 0{,}2.$$

Puterea consumată la comprimarea aerului este:

$$N_c = 1{,}69\, G_s RT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1{,}69 \frac{1}{3\,600} 287 \cdot 303 \cdot 2{,}3 \lg 200 = 216 \text{ W}.$$

Puterea reîntoarsă la axul compresorului prin destinderea aerului în detentor este:

$$N_{det} = \frac{0{,}5}{3\,600} 0{,}5\,(482 - 322)10^3 = 11{,}1 \text{ W}.$$

Puterea efectiv consumată la axul compresorului este:

$$N = N_c - N_{det} = 216 - 11{,}1 = 204{,}9 \text{ W} = 0{,}205 \text{ kW}.$$

Consumul specific de energie pentru 1 kg aer lichid este:

$$N_{sp} = \frac{0{,}205}{0{,}2} = 1{,}02 \text{ kWh/kg}.$$

Randamentul procesului de lichefiere este:

$$\eta = \frac{0{,}189}{1{,}02} 100 = 18{,}5\%,$$

în care 0,189 kWh/kg este lucrul mecanic minim teoretic, necesar pentru lichefierea a 1 kg aer la temperatura inițială a acestuia de 303°K (v. exemplul 11).

Exemplul 17. Să se determine consumul specific de energie la lichefierea aerului după ciclul la presiune scăzută cu turbodetentor (fig. 10-16). Aerul intră în instalație la 30°C și presiunea de 6 ata. Nerecuperarea este de 5°C, pierderile în mediul înconjurător de 8,4 kJ/m³N.

Rezolvare. Se consideră temperatura aerului înainte de turbodetentor egală cu 122°K. Atunci după formula (10-26) se obține:

$$i_3 - i_4 = 0{,}8\,(i_3 - i_5) = 0{,}8(325 - 283)10^3 = 33{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Entalpiile sînt luate din diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII). Fracția lichefiată se determină cu ecuația (10-25):

$$y = \frac{(512 - 511) \cdot 10^3 + 33{,}5 \cdot 10^3\,(1 - 1{,}25\, y) - \dfrac{8{,}4 \cdot 10^3}{1{,}29} - 1{,}01 \cdot 10^3 \cdot 5\,(1 - y)}{(513 - 92)\ 10^3},$$

de unde $y = 0{,}052$.

Lucrul mecanic recuperat în turbodetentor, calculat pentru 1 kg aer preluerat, este:

$$L_{det} = \frac{(i_3 - i_4)\,(1 - ay)\,0{,}85}{3\,600} = \frac{33{,}5 \cdot 10^3\,(1 - 1{,}25 \cdot 0{,}052)\,0{,}85}{3\,600} = 0{,}0074 \text{ kWh/kg},$$

în care:

0,85 este coeficientul de cedare a puterii de turbodetentor;

a = 1,25 — v. formula (10-15).

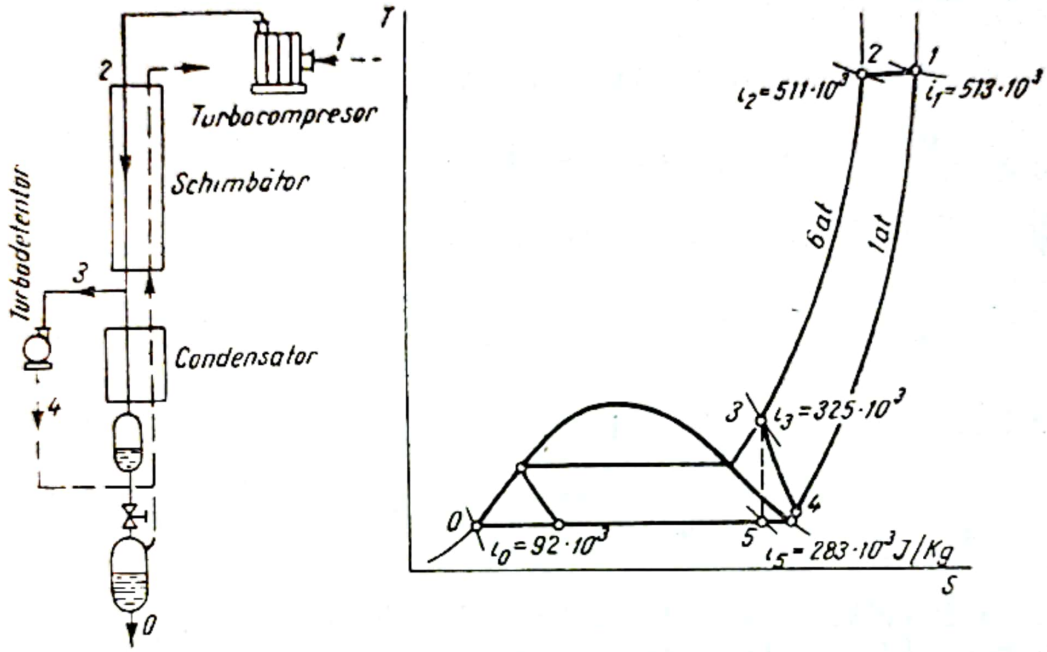


Fig. 10-16. (La exemplul 17.)

Consumul specific de energie pentru 1 kg aer lichid la un randament izotermic al compresorului de 0,6 este:

$$N_{sp} = \frac{\dfrac{287 \cdot 303 \cdot 2{,}3 \lg 6{,}3}{1\,000 \cdot 0{,}6 \cdot 3\,600} - 0{,}0074}{0{,}052} = 1{,}26 \text{ kWh/kg},$$

în care 6,3 reprezintă gradul de comprimare în compresor (considerînd şi pierderile hidraulice ale instalaţiei).

Exemplul 18. La cercetarea unei instalaţii pentru lichefierea aerului, care funcţionează cu cedare de lucru mecanic după ciclul de joasă presiune, s-a măsurat presiunea înaintea turbodetentorului de 6 ata (589 kN/m²) şi temperatura de 120°K. Presiunea şi temperatura după turbodetentor au fost, respectiv, de 1,6 ata (157 kN/m²) şi de 89°K. Puterea măsurată cedată de turbodetentor este de 100 kW. Să se determine cantitatea de aer care trece prin turbodetentor şi randamentul termodinamic al turbodetentorului.

Rezolvare. Se determină pierderea de căldură reală și izentropică în turbodetentor, utilizînd diagrama T—S pentru aer (v. fig. XXXIII). Entalpia aerului la 6 ata și 120°K... $322 \cdot 10^3$ J/kg sau 76,96 kcal/kgf.
Entalpia aerului după destinderea izentropică pînă la 157 kN/m² (1,6 ata) ..... $289 \cdot 10^3$ J/kg sau 69 kcal/kgf.
Entalpia aerului la 1,6 ata și 89°K... $296 \cdot 10^3$ J/kg sau 70,6 kcal/kgf.
De aici:

$$\Delta i_{real} = (322 - 296) \cdot 10^3 = 26{,}6 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$\Delta i_{real} = 76{,}95 - 70{,}6 = 6{,}35 \text{ kcal/kgf}$$

$$\Delta i_{izentr} = (322 - 289) \cdot 10^3 = 33{,}3 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$\Delta i_{izentr} = 76{,}95 - 69 = 7{,}95 \text{ kcal/kgf.}$$

Randamentul termodinamic al detentorului este:

$$\eta = \frac{26 \cdot 10^3}{33{,}3 \cdot 10^3} = 0{,}8,$$

$$\eta = \frac{6{,}35}{7{,}95} = 0{,}8.$$

Se determină cantitatea aproximativă de aer care trece prin turbodetentor (neglijînd pierderile de energie):

$$G = \frac{3\,600\,N}{\Delta i_{real}} = \frac{3\,600 \cdot 100 \cdot 10^3}{26{,}6 \cdot 10^3} = 13\,500 \text{ kg/h},$$

$$G = \frac{860\,N}{\Delta i_{real}} = \frac{860 \cdot 100}{6{,}35} 13\,500 \text{ kg/h}.$$

Exemplul 19. Să se găsească presiunea aerului necesară pentru stabilirea unui anumit regim într-o instalație pentru obținerea oxigenului gazos. Instalația lucrează fără răcire prealabilă și după ciclul de regenerare obișnuit. Nerecuperarea este de 5°C, iar pierderile prin izolație de 12,57 kJ la 1 m³N aer prelucrat. Temperatura aerului înaintea schimbătorului de căldură este de 25°C.

Rezolvare. Pierderile de frig se determină cu formulele (10-27) și (10-28):

$$q_{nerec} = 1{,}01 \cdot 10^3 \cdot 5 = 5{,}05 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$q_{m.i.} = \frac{12{,}6 \cdot 10^3}{1{,}29} = 9{,}74 \cdot 10^3 \text{ J/kg}$$

$$q_{pierd} = 5{,}05 \cdot 10^3 + 9{,}74 \cdot 10^3 = 14{,}8 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Pentru compensarea acestor pierderi, 1 kg aer comprimat, destins în instalație, trebuie să dea $\Delta i = 14{,}7$ kJ/kg.

Scanned with OKEN Scanner

Efectul destinderii se determină la 25°C (temperatura de intrare a aerului comprimat în schimbătorul de căldură):

$$\Delta i = i_1 - i_3,$$

în care i_1 este entalpia aerului la 1 ata și 25°C, egală cu $510 \cdot 10^3$ J/kg (din diagrama $T-S$, v. fig. XXXIII).

Deci:

$$14{,}8 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - i_3,$$

$$i_3 = 495{,}2 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Din diagrama T—S se vede că acestei entalpii a aerului la 25°C îi corespunde o presiune de 65 ata.

Exemplul 20. Într-o instalație de fracționare a aerului, care lucrează după procedeul cu cedare de lucru mecanic în exterior după ciclul de presiune medie, se obțin 100 m³N/h oxigen gazos și 25,8 kg oxigen în stare lichidă; oxigenul se obține cu o puritate de 99%. Presiunea de comprimare a aerului este de 40 at. Temperatura aerului comprimat înaintea detentorului este de 160°K. Destinderea în detentor se face pînă la 6 at. Randamentul termodinamic al detentorului este de 0,65. Azotul eliminat conține 5% O_2. Nerecuperarea este de 5°C. Temperatura aerului care intră în instalație este de 300°K. Pierderile în mediul înconjurător reprezintă 6,3 kJ la 1 m³N aer prelucrat. Să se determine fracția de aer care trece în detentor.

Rezolvare. Cantitatea totală de oxigen obținut este:

$$V_{O_2} = 100 + \frac{25{,}8}{1{,}43} = 118 \text{ m}^3/\text{h},$$

în care 1,43 reprezintă densitatea oxigenului în condiții normale, în kg/m³N.

Cantitatea de aer prelucrat B și de azot eliminat A (în condiții normale) se găsește din ecuația bilanțului de materiale:

$$B = 118 + A,$$

$$0{,}21\,B = 0{,}99 \cdot 118 + 0{,}05\,A,$$

de unde:

$$B = 695 \text{ m}^3/\text{h}; \quad A = 577 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Se determină pierderile totale de frig.

Nerecuperarea este:

$$q_{nerec} = \frac{(100 \cdot 1{,}43 \cdot 0{,}92 \cdot 10^3 + 577 \cdot 1{,}25 \cdot 1{,}05 \cdot 10^3)}{3\,600} = 1\,230 \text{ W} = 1{,}23 \text{ kW}.$$

Pierderile în mediul înconjurător sînt:

$$q_{m.i.} = \frac{695 \cdot 6{,}3 \cdot 10^3}{3\,600} = 1\,210 \text{ W} = 1{,}21 \text{ kW}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Frigul, ieșit cu oxigenul lichid, este:

$$q_{O_2 l} = \frac{25{,}8 \cdot 406 \cdot 10^3}{3\,600} = 2\,930 \text{ W} = 2{,}93 \text{ kW},$$

în care $406 \cdot 10^3$ este diferența între entalpia oxigenului gazos la 300°K și oxigenului lichid (la 1 ata), în J/kg. În total: $Q_{pierd} = 1\,230 + 1\,210 + 2\,930 = 5\,370$ W $= 5{,}37$ kW.

Capacitatea frigorifică a instalației, obținută prin destindere, este:

$$G\Delta i_{dest} = \frac{695 \cdot 1{,}29 \cdot 8{,}38 \cdot 10^3}{3\,600} = 2\,080 \text{ W} = 2{,}08 \text{ kW},$$

în care $8{,}38 \cdot 10^3$ este diferența între entalpia aerului la 1 at și la 40 at (la 300°K), în J/kg.

Pierderea teoretică (izentropică) de căldură în detentor este:

$$\Delta i_{iz} = i_{\substack{p=40 \text{ at} \\ t=160°K}} - i_{p=6 \text{ at}} = (333 - 283)\,10^3 = 50 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Pierderea reală de căldură este:

$$\Delta i_{real} = 50 \cdot 10^3 \cdot 0{,}65 = 32{,}5 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Cantitatea de aer care intră în detentor se determină cu ecuația:

$$5\,370 - 2\,080 = 32{,}5 \cdot 10^3 x,$$

de unde:

$$x \approx 0{,}1 \text{ kg/s} = 360 \text{ kg/h}.$$

Fracția de aer trecută în detentor este:

$$\frac{360}{695 \cdot 1{,}29} = 0{,}40.$$

Exemplul 21. Să se determine cantitatea de umiditate separată și energia consumată la răcirea a 3 000 kg/h aer (calculat ca aer uscat), saturat cu vapori de apă și care se găsește la presiunea de 6 ata. Aerul se răcește (pe seama amoniacului care fierbe) de la 0 pînă la —40°C. Capacitatea frigorifică a mașinii cu amoniac este de 5 130 kJ/kWh.

Rezolvare. Căldura care trebuie eliminată pentru răcirea aerului uscat este:

$$Q_1 = G_{aer} \cdot c_p(t_{in} - t_{fin}) = \frac{3\,000 \cdot 1{,}03 \cdot 10^3(0 + 40)}{3\,600} = 34\,300 \text{ W},$$

în care $c_p = 1{,}03 \cdot 10^3$ J/kg grd este căldura specifică a aerului uscat la 6 ata, în intervalul dat de temperatură.

Se află cantitatea de umiditate care se separă la răcire.

Scanned with OKEN Scanner

Cantitatea de umiditate din aerul care intră în răcitor este:

$$G'_u = G_{aer} \cdot 0{,}622 \frac{\varphi p_{sat}}{P - \varphi p_{sat}} = 3\,000 \frac{0{,}622 \cdot 1 \cdot 4{,}6}{6 \cdot 760 - 4{,}6} = 1{,}89 \text{ kg/h},$$

în care $p_{sat} = 4{,}6$ mm Hg este presiunea vaporilor saturaţi de apă la 0°C (v. tabela XXXVIII).

Cantitatea de umiditate din aerul care iese din răcitor este:

$$G''_u = 3\,000 \cdot 0{,}622 \frac{0{,}09}{6 \cdot 760 - 0{,}09} = 0{,}038 \text{ kg/h},$$

în care $p_{sat} = 0{,}09$ mm Hg este presiunea vaporilor de apă saturaţi la —40°C.

Cantitatea de umiditate care rămîne în răcitor este:

$$G_u = G'_u - G''_u = 1{,}89 - 0{,}038 = 1{,}862 \text{ kg/h}.$$

Cantitatea de căldură care se degajă la condensarea şi solidificarea umidităţii este:

$$Q_2 = G_u[r + q + c(t_{in} - t_{fin})] =$$

$$= \frac{1{,}852\,[2\,490 \cdot 10^3 + 335 \cdot 10^3 + 2{,}09 \cdot 10^3 (0 + 40)]}{3\,600} = 1\,490 \text{ W} = 1{,}49 \text{ kW},$$

în care:

$r = 2\,490 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de condensare la 0°C;
$q = 335 \cdot 10^3$ J/kg — căldura de topire;
$c = 2{,}09 \cdot 10^3$ J/kg grd — căldura specifică a gheţii.

Cantitatea totală de căldură eliminată cu amoniacul este:

$$Q_1 + Q_2 = 34\,300 + 1\,490 = 35\,790 \text{ W} \approx 35{,}8 \text{ kW}.$$

Energia consumată de maşina frigoriferă de amoniac este:

$$N = \frac{35{,}8 \cdot 3\,600}{5\,130} = 25 \text{ kW}.$$

Exemplul 22. Să se determine cantitatea de aer prelucrat pentru a obţine 100 m³/h oxigen cu puritatea de 99%. Azotul eliminat conţine 4% oxigen.

Rezolvare. Se notează cu x cantitatea de aer căutată (în m³).

Atunci:

$$0{,}21x = 100 \cdot 0{,}99 + (x - 100) \cdot 0{,}04,$$

în care 0,21 este procentul de oxigen în aer.

De aici rezultă:

$$x = 560 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Exemplul 23. Să se determine cantitatea de azot care se formează în buzunarele coloanei inferioare a unui aparat de fracţionare a aerului cu două coloane (fig. 10-17) şi cantitatea de lichid îmbogăţit în oxigen din blază raportată la 1 m³ aer intrat.

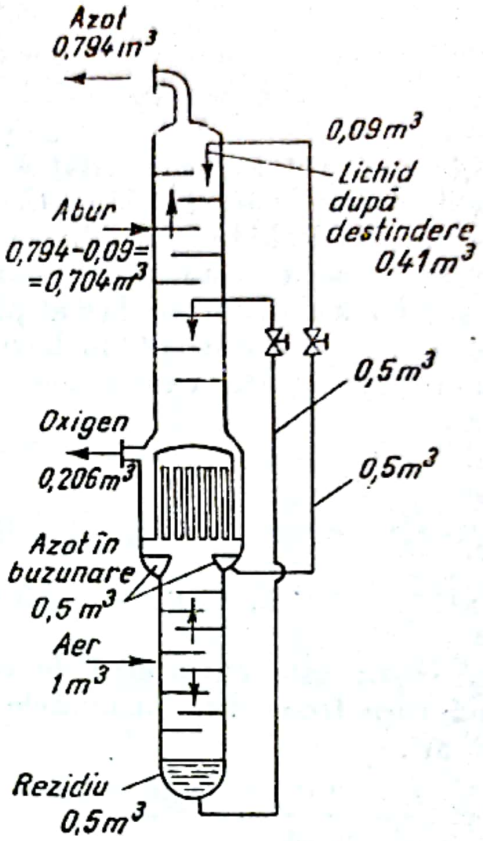


Fig. 10-17. (La exemplele 23, 24 şi 25.)

Puritatea azotului în buzunare este de 98%, iar lichidul din blază conţine 40% oxigen.

Rezolvare. Se notează cu x cantitatea de azot (în m³) obţinută în buzunare şi cu y cantitatea de lichid din blază. Atunci:

$$x + y = 1$$

şi, în raport cu oxigenul:

$$0{,}02x + 0{,}4\ y = 0{,}21 \cdot 1.$$

Rezolvînd ecuaţiile bilanţului de materiale, se obţine:

$$x = 0{,}5\ \text{m}^3;\ y = 0{,}5\ \text{m}^3.$$

Exemplul 24. Să se determine cifra de reflux şi cantităţile de azot şi oxigen (calculate la 1 m³ aer) obţinute în coloana superioară a unui aparat de fracţionare (fig. 10-17), utilizînd datele din exemplul precedent şi considerînd că puritatea azotului este de 99%, iar a oxigenului de 98%.

Rezolvare. Se stabilesc ecuaţiile bilanţului de materiale. Se notează cu x cantitatea de azot care iese şi cu y cantitatea de oxigen care iese. Atunci:

$$x + y = 1; \quad 0{,}01\,x + 0{,}98\,y = 0{,}21,$$

de unde:

$$x = 0{,}794 \text{ m}^3, \quad y = 0{,}206 \text{ m}^3.$$

Se găseşte raportul între cantitatea de lichid L care curge în coloană şi cantitatea de vapori care se ridică G.

Refluxul de azot lichid se introduce la vîrful coloanei din buzunarele coloanei inferioare şi prin aceasta, după cum rezultă din diagrama de stare pentru azot, la destinderea azotului, de la 6 at pînă la 1 at, se formează ~ 18% vapori. Conform exemplului precedent, în buzunare se formează 0,5 m³ azot. Deci cantitatea de azot lichid care curge ca reflux în coloana superioară este:

$$L_a = (1 - 0{,}18) \cdot 0{,}5 = 0{,}41 \text{ m}^3.$$

Cantitatea de vapori care se ridică spre vîrful coloanei este:

$$G_v = 0{,}794 - 0{,}5 \cdot 0{,}18 = 0{,}704 \text{ m}^3,$$

în care $0{,}5 \cdot 0{,}18$ este cantitatea de vapori formată după destinderea azotului lichid care trece din buzunarele coloanei inferioare în coloana superioară, în m³.

Raportul $\frac{L}{G} = \frac{0{,}41}{0{,}704} = 0{,}582.$

Se determină cifra de reflux:

$$\frac{R}{R+1} = 0{,}582,$$

de unde:

$$R = 1{,}39.$$

Exemplul 25. Să se determine tangenta unghiului liniei de funcţionare a părţii superioare (de concentrare) a coloanei inferioare a unui aparat de fracţionare a aerului (fig. 10-17), care lucrează în condiţiile celor două exemple precedente. Presiunea în coloană este de 6 ata.

Rezolvare. Se stabileşte bilanţul termic al coloanei superioare, redat în tabela 10-1.

Deci prin suprafaţa condensatorului-evaporator se transmite o cantitate de căldură:

$$q_{vap} = 270{,}5 - 56{,}6 = 213{,}9 \text{ kJ}.$$

Scanned with OKEN Scanner

Cu ajutorul acestei călduri, în ţevile condensatorului-evaporator se condensează azot la 6 at ($r = 211{,}9$ kJ/kg). Cantitatea de azot condensat este:

$$\frac{213{,}9}{211{,}9} = 1{,}01 \text{ m}^3,$$

din care 0,5 m³ trec în coloana superioară.

Deci:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{L}{G} = \frac{1{,}01 - 0{,}5}{1{,}01} = 0{,}505.$$

Tabela 10-1

Denumirea curentului	Temperatura °K	v m³	i kJ/mol	i kcal*/mol	$q = \frac{vi}{22{,}4}$ kJ	$q = \frac{vi}{22{,}4}$ kcal
Căldura introdusă în coloana superioară						
Azot lichid (înainte de destindere)	96,5	0,5	1 172	280	26,4	6,3
Amestec lichid (înainte de destindere), 40% O_2 şi 60% N_2	100,8	0,5	1 223 1 424	292 (O_2) 340 (N_2)	30,2**	7,2
			Total		56,6	13,5
Căldura ieşită din coloana superioară						
Azot gazos	80,7	0,794	5 686	1 358	200,6	47,9
Oxigen gazos	94,4	0,206	7 537	1 800	69,9	16,7
			Total		270,5	64,6

* Din diagrama $i - \lg p$ pentru O_2 şi N_2.

** $\frac{0{,}5 \cdot 0{,}4 \cdot 1\,223}{22{,}4} + \frac{0{,}5 \cdot 0{,}6 \cdot 1\,424}{22{,}4} = 30{,}2.$

Exemplul 26. Să se determine energia consumată pentru a obţine 1 m³ oxigen gazos cu puritatea de 99,5% într-o instalaţie cu rectificare dublă, care funcţionează după ciclul cu regenerare simplă fără răcire prealabilă cu amoniac. Azotul eliminat conţine 5% oxigen. Pierderile totale de frig înseamnă 6,3 kJ la 1 kg aer prelucrat. Temperatura aerului comprimat care intră în instalaţie (după compresor) este de 25°C.

Rezolvare. Se determină cantitatea de aer x necesară pentru a obţine 1 m³ oxigen:

$$0{,}21\, x = 1 \cdot 0{,}995 + (x - 1)\, 0{,}05,$$

$$x = 5{,}9 \text{ m}^3.$$

Se determină presiunea de comprimare a aerului la regimul stabilit, dacă pierderile de frig sînt de 6,3 kJ/kg:

$$\Delta i = i_1 - i_3,$$

$$6{,}3 \cdot 10^3 = 510 \cdot 10^3 - i_3,$$

în care $510 \cdot 10^3$ este entalpia aerului la 1 at și 25°C, în J/kg (diagrama T—S v. fig. XXXIII).

De aici:

$$i_3 = (510 - 6{,}3) \cdot 10^3 = 504{,}7 \cdot 10^3 \text{ J/kg}.$$

Din diagrama T—S se vede că acestei entalpii la 25°C îi corespunde o presiune de 60 at.

Lucrul mecanic necesar pentru a comprima 1 kg aer la 6 at se determină cu formula:

$$L = 1{,}69\, GRT \ln \frac{p_2}{p_1} = 1{,}69 \cdot 1 \cdot 287 \cdot 298 \cdot 2{,}3 \lg 60 =$$

$$= 590 \cdot 10^3 \text{ J/kg} = 590 \text{ kJ/kg}.$$

Pentru a obține 1 m³ oxigen se comprimă 5,9 m³ aer. Deci consumul de energie pentru 1 m³ oxigen reprezintă:

$$N_{sp} = \frac{590 \cdot 5{,}9 \cdot 1{,}29}{3\,600} = 1{,}25 \text{ kWh/m}^3.$$

Exemplul 27. Prin izolația unui rezervor (tanc) de păstrare a oxigenului lichid pătrund din mediul exterior 83,8 kJ/m² h căldură (calculată la suprafața exterioară). Diametrul interior al rezervorului (de formă sferică) este de 1 200 mm. Diametrul exterior al mantalei exterioare de formă cilindrică este de 1 900 mm, înălțimea sa de 2 300 mm. Să se determine cît oxigen se evaporă pe oră în rezervor și după cîte ore se va evapora tot oxigenul, dacă rezervorul a fost umplut la 0,75 din capacitatea sa. Oxigenul se păstrează la presiune atmosferică.

Rezolvare. Suprafața exterioară a mantalei cilindrice a rezervorului este:

$$F = 2\frac{\pi D^2}{4} + \pi DH = 2\frac{3{,}14 \cdot 1{,}9^2}{4} + 3{,}14 \cdot 1{,}9 \cdot 2{,}3 = 19{,}34 \text{ m}^2.$$

Căldura care pătrunde în rezervor este:

$$Q = \frac{19{,}34 \cdot 83{,}8 \cdot 10^3}{3\,600} = 450 \text{ W} = 0{,}45 \text{ kW}.$$

Cantitatea de oxigen evaporat pe oră este:

$$G_{O_2} = \frac{450 \cdot 3\,600}{213{,}7 \cdot 10^3} = 7{,}6 \text{ kg/h},$$

în care $213{,}7 \cdot 10^3$ J/kg este căldura de vaporizare a oxigenului la presiunea atmosferică.

Cantitatea de oxigen conținută în rezervorul umplut la 0,75 din capacitatea sa este:

$$G = 0{,}75 \frac{\pi D_{int}^3}{6} 1\,100 = 0{,}75 \frac{3{,}14 \cdot 1{,}2^3}{6} 1\,100 = 743 \text{ kg},$$

în care 1 100 kg/m³ este densitatea oxigenului lichid.

Durata de evaporare a întregii cantități de oxigen este:

$$\tau_{evap} = \frac{743}{7{,}6} = 98 \text{ h}.$$

PROBLEME

1. Să se calculeze coeficientul frigorific și puterea necesară a unei mașini frigorifice care lucrează după ciclul Carnot, dacă capacitatea ei frigorifică este de 5 500 kcal/h la temperatura de vaporizare de —10°C. Temperatura de condensare este de 22°C.

2. Să se găsească lucrul mecanic minim consumat (calculat după ciclul lui Carnot) și consumul de apă în condensator la fabricarea a 100 kg gheață pe oră din apă cu temperatura de 0°C. Agentul frigorigen se evaporă la —5°C și se condensează la 25°C. Apa în condensator se introduce la 12°C și iese la 20°C. Căldura de înghețare a apei este de 335 kJ/kg.

3. Să se determine capacitatea frigorifică specifică a unui agent frigorigen și coeficientul frigorific al unui ciclu pentru: *a)* amoniac, *b)* bioxid de carbon și *c)* difluor-diclor-metan CF_2Cl_2 (freon 12). Temperatura de vaporizare este de —15°C, temperatura de condensare de 30°C. Ciclul este uscat; subrăcirea înainte de destindere lipsește.

4. Să se calculeze coeficientul frigorific teoretic al unei mașini frigorifice cu bioxid de carbon, dacă temperatura de condensare este de 20°C, iar temperatura de vaporizare de 40°C. Ciclul este uscat; subrăcirea lichidului înainte de destindere lipsește.

5. Să se compare coeficienții frigorifici teoretici ai unei instalații frigorifice de comprimare cu amoniac, care lucrează la temperatura de vaporizare de —20°C și temperatura de condensare de 30°C; *a)* pentru ciclul Carnot; *b)* pentru ciclul umed real; *c)* pentru ciclul uscat fără subrăcirea amoniacului lichid; *d)* pentru ciclul uscat cu subrăcirea amoniacului lichid pînă la 25°C după condensare.

6. Ținînd seama de condițiile problemei precedente, să se compare coeficienții frigorifici teoretici pentru o instalație frigoriferă cu freon, utilizînd diagrama $i - \lg p$ pentru freon (v. fig. XXXI).

Scanned with OKEN Scanner

7. În condensatorul unei instalaţii frigorifere cu amoniac se încălzesc 20 m³/h apă cu 6°C. Puterea teoretică consumată de compresor este de 23,5 kW. Să se determine capacitatea frigorifică a instalaţiei şi coeficientul frigorific.

8. Să se determine volumul de amoniac aspirat pe oră de un compresor în următoarele condiţii: capacitatea frigorifică: 58 200 W (50 000 kcal/h); temperatura de condensare: 25°C; subrăcirea lipseşte; temperatura de vaporizare: —15°C; ciclul este uscat.

9. O cantitate de 1 000 kg/h alcool etilic trebuie răcită de la 20°C pînă la —15°C. Răcirea se face cu amoniac care fierbe la —25°C.

Să se determine puterea teoretică consumată de compresor. Temperatura de condensare este de 25°C; ciclul este uscat; nu există subrăcirea lichidului înaintea destinderii.

10. Un compresor de amoniac de tip GD (orizontal) are o capacitate frigorifică de 697 800 W (600 000 kcal/h) la o temperatură de vaporizare de —15°C şi o temperatură de condensare de 25°C. Să se determine capacitatea frigorifică a acestui compresor, dacă temperatura de vaporizare va fi de —5°C şi temperatura de condensare de 30°C.

11. O maşină frigorifică cu bioxid de carbon cu capacitatea frigorifică de 116 300 W (100 000 kcal/h) lucrează la o temperatură de vaporizare de —15°C, presiunea în condensator fiind 75 ata şi subrăcirea pînă la 25°C. Compresorul funcţionează uscat. Să se determine coeficientul frigorific şi puterea teoretică necesară.

12. O maşină frigorifică cu amoniac cu capacitatea de 116 300 W (100 000 kcal/h), cu compresor de tip vertical, lucrează la o temperatură de vaporizare de —15°C, temperatura de condensare de 30°C şi subrăcire pînă la 25°C. Compresorul are mers uscat. Să se determine: presiunea în condensator şi vaporizator, coeficientul frigorific, volumul de vapori aspiraţi de compresor pe oră şi puterea teoretică şi reală necesară, temperatura amoniacului la ieşirea din compresor, debitul de apă în condensator, dacă apa se încălzeşte cu 7°C.

13. Un compresor vertical pentru amoniac, cu doi cilindri cu o singură treaptă de comprimare, are diametrul cilindrilor de 150 mm, cursa pistonului de 150 mm şi efectuează 400 rot/min. Să se calculeze capacitatea frigorifică în condiţii normale şi în condiţiile de lucru ale acestui compresor, dacă vaporizarea se face la 2 ata, iar condensarea la 12 ata. Amoniacul se subrăceşte cu 6°C înainte de destindere. Să se calculeze de asemenea puterea efectivă pentru condiţiile de lucru.

14. Într-o instalaţie frigoriferă în cascadă, care lucrează cu un circuit de freon şi unul de etan (fig. 10-18), etanul se condensează la —14°C la presiunea de 17 ata. Cantitatea de căldură cedată freonului în fierbere de etanul care se condensează reprezintă 23 260 W (20 000 kcal/h).

Scanned with OKEN Scanner

Temperatura de evaporare a freonului este cu 5°C mai scăzută decît temperatura de condensare a etanului. Freonul se condensează la 30°C şi nu are loc subrăcirea freonului lichid, iar ciclul este uscat. Să se determine gradul

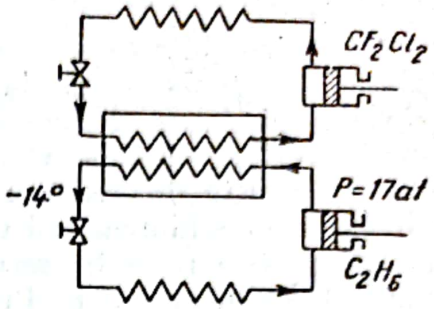


Fig. 10-18. (La problema 14.)

de comprimare al freonului în compresor (raportul între presiunea de condensare şi presiunea de evaporare) şi debitul de apă în condensatorul de freon, dacă apa se încălzeşte cu 8°C.

15. Aerul comprimat la 10 130 kN/m² (100 ata) se răceşte în evaporatorul unei instalaţii frigorifere cu amoniac cu două trepte, pînă la o temperatură care depăşeşte cu 5°C temperatura de evaporare a amoniacului. După răcire, aerul comprimat se destinde pînă la presiunea de 405 kN/m², adică 4 ata. Să se determine temperatura aerului după destindere, dacă amoniacul se evaporă sub o presiune de 42,6 kN/m², adică 0,42 ata.

16. Să se calculeze pe diagrama T—S efectul Joule-Thompson integral la destinderea aerului pînă la 1 at: *a)* la temperatura iniţială a aerului de 15°C şi presiunea iniţială de 50 at şi *b)* la temperatura iniţială a aerului de —50°C şi presiunea iniţială de 200 at.

17. Să se determine consumul de energie pentru a obţine 1 kg aer lichid după ciclul obişnuit cu regenerare în condiţiile: *a)* temperatura iniţială a aerului 15°C şi presiunea de comprimare 50 at şi *b)* temperatura iniţială 15°C şi presiunea de comprimare 200 at. Destinderea se face în ambele cazuri pînă la 1 at. Pierderile de frig datorită nerecuperării şi în mediul înconjurător se neglijează.

18. Să se determine fracţia de aer lichefiat şi consumul de energie pentru 1 kg aer lichid în ciclul simplu cu regenerare la o temperatură iniţială a aerului de 30°C şi presiunea de comprimare de 19 600 kN/m², adică 200 ata. Pierderile totale de frig reprezintă 10,48 kJ (2,5 kcal) la 1 kg aer prelucrat.

19. Să se determine consumul de energie pentru 1 kg aer lichid, dacă se lucrează cu destindere simplă de la 19 600 la 98,1 kN/m² (de la 200 la 1 at) cu răcire prealabilă cu amoniac la —50°C. Capacitatea frigorifică specifică a maşinii cu amoniac este de 4 820 kJ (1 150 kcal) la 1 kWh. Pierderile de frig prin nerecuperare şi în mediul înconjurător se vor neglija. Temperatura iniţială a aerului este de 15°C.

Scanned with OKEN Scanner

20. Să se determine fracția de aer lichefiat și consumul de energie pentru 1 kg aer lichid, obținut într-o instalație care lucrează cu circulația aerului la presiune. Presiunea de comprimare este de 200 ata; presiunea intermediară este de 50 ata; presiunea joasă de 1 at; $M = 0{,}2$; temperatura inițială a aerului este de 25°C. Pierderile de frig se neglijează.

21. Să se determine puterea necesară și cantitatea de aer lichid obținut într-o instalație care funcționează la o presiune medie după procedeul cu destindere și cedare de lucru mecanic în exterior, la prelucrarea a 300 m^3N/h aer. Aerul se comprimă pînă la 3 920 kN/m^2 (40 at); temperatura aerului înainte de detentor este de −80°C; temperatura aerului după compresor (înainte de intrarea în schimbătorul de căldură), de 30°C; procentul de aer trimis în detentor este de 0,8. Să se determine de asemenea și consumul de energie pentru 1 kg aer lichid. Pierderile totale de frig se consideră de 11,52 kJ (2,75 kcal) la 1 kg aer prelucrat.

22. Să se determine consumul de energie pentru 1 kg aer lichid într-un ciclu de presiune înaltă cu cedare de lucru mecanic la exterior la comprimarea aerului pînă la 200 at și presiunea după detentor 8 at. $M = 0{,}5$. Pierderile totale de frig reprezintă 14,67 kJ (3,5 kcal) la 1 kg aer prelucrat. Temperatura inițială a aerului este de 30°C.

23. La încercarea unui turbodetentor, s-a stabilit că aerul din el s-a destins de la 4 at pînă la presiunea de 1,2 at și, prin aceasta, turbodetentorul a cedat o putere de 4 kW, în timp ce prin el au trecut 650 kg aer pe oră. Să se determine randamentul termodinamic al turbodetentorului. Aerul comprimat a intrat în turbodetentor la 114°K.

24. Să se determine consumul de energie pentru 1 kg aer lichid într-o instalație de joasă presiune cu turbodetentor, știind că în compresor se comprimă 6 000 m^3N/h aer pînă la 687 kN/m^2, adică 7 ata. Turbodetentorul cedează o putere de 55 kW. Pierderile prin nerecuperare și în mediul înconjurător reprezintă 6,3 kJ (1,5 kcal) la 1 m^3N aer comprimat. Pentru compresor se consideră un randament izotermic de 0,7. Aerul intră în instalație la 35°C. În turbodetentor se dirijează 80% din aerul prelucrat. Coeficientul de vaporizare $a = 1{,}25$.

25. Cîți metri cubi de aer trebuie prelucrați pentru a obține 200 m^3 oxigen cu puritatea de 99%, dacă azotul eliminat conține 10% oxigen?

26. Conform datelor practice, pierderile de frig reprezintă 335 kJ (80 kcal) la 1 m^2 suprafață exterioară a mantalei unui rezervor cilindric, izolat contra căldurii și umplut cu metan lichid. Dimensiunile interioare ale rezervorului: $D = H = 1{,}1$ m. Rezervorul este acoperit peste tot cu o izolație groasă de 300 mm. Să se determine durata de evaporare a întregului lichid, dacă rezervorul a fost la început complet plin. Densitatea metanului lichid este de 415 kg/m^3.

27. Să se determine consumul de energie la obținerea a 1 kg metan lichid după ciclul simplu cu regenerare. Metanul se comprimă pînă la

Scanned with OKEN Scanner

14 700 kN/m² (150 at). Temperatura metanului după compresor este de 300°K. Diagrama $T—S$ pentru metan v. [10-3, 10-8].

28. Să se determine consumul de energie la obținerea a 1 kg metan lichid după ciclul cu răcire prealabilă cu amoniac pînă la —45°C, la presiunea de comprimare a metanului de 14 700 kN/m² (150 at). Capacitatea frigorifică specifică a mașinii frigorifere cu amoniac este de 4 820 kJ/kWh (1 150 kcal/kWh).

29. Să se determine, după datele exemplului 25, excesul de reflux de azot care cade în coloana superioară de rectificare a unui aparat de rectificare a aerului lichid cu două coloane, calculat față de minimul teoretic.

30. Într-o instalație de fracționare a aerului pentru fabricarea oxigenului gazos, care lucrează după ciclul de presiune medie și cedare de lucru mecanic în exterior, presiunea aerului la intrare este de 20 at. Nerecuperarea reprezintă 8°C și pierderile în mediul înconjurător — 8,38 kJ (2 kcal) la 1 m³ aer prelucrat. Aerul se destinde în detentor de la 20 at (la 140°K) la 6 at; randamentul detentorului este de 0,65. Să se determine procentul de aer trimis în detentor, neglijînd efectul de destindere a aerului de la 6 pînă la 1 at.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul I

BAZELE HIDRAULICII

4. $M = 15{,}8$; $\rho = 0{,}616$ kg/m³.
5. $\rho = 62{,}5$ kg/m³.
6. $V_{CO_2} = 0{,}74$ m³; $V_{N_2} = 7$ m³; $V_{H_2O} = 2{,}39$ m³.
7. 99 532 kN/m², sau 10 146 kgf/m².
8. *a)* 1,8 m; *b)* 1,1 m.
9. 6 şuruburi ; 71 600 N/m², sau 0,73 at.
10. 33 100 N, sau 3 375 kgf.
12. *a)* $\nu = 0{,}33 \cdot 10^{-4}$ m²/s; *b)* $VC = 4{,}45°$.
13. 0,015 cP $= 0{,}015 \cdot 10^{-3}$ N · s/m².
14. 0,07 poise $= 0{,}007$ N · s/m².
16. 0,72 m/s.
17. $w_i = 13{,}0$ m/s; $w_e = 10{,}0$ m/s.
18. $w_{sarm.} \approx 2$ m/s; $w_g = 6{,}05$ m/s.
19. 93 mm.
21. 0,1 m.
22. Regim turbulent.
23. Regim laminar.
24. 0,056 m/s.
25. 3 000 kg/h.
26. $\alpha = 0{,}635$; $\tau = 1$ h·12 min.
27. 0,06 m³/s.
28. $w = 0{,}466$ m/s; $G = 47\,500$ kg/h.
29. 280 kg/h.
30. 25 310 N/m², sau 2 580 kgf/m².
31. 12 753 N/m², sau 0,13 at.
32. 481 N/m², sau 49 mm H_2O.
33. 8 240 N/m², sau 840 kgf/m².
34. *a)* scade de 10 ori; *b)* variază de $\frac{\lambda_1 T_1}{\lambda_0 T_0}$ ori.
35. 56,5 m³/h.
36. 50 mm.
37. *a)* creşte de 16 ori; *b)* creşte de 32 de ori.
38. 7,1 m.
39. 7,2 l/min.
40. 14 323 N/m², sau 1 460 kgf/m².

Scanned with OKEN Scanner

41. 122,6 N/m², sau 12,5 kgf/m².
42. Pentru toluen $\Delta p_f = 15{,}2$ N/m², sau 1,55 kgf/m²; pentru apă $\Delta p_f = 431{,}2$ N/m², sau 44 kgf/m².
43. 1 697 N/m², sau 173 kgf/m².
44. Scara 1 : 13,6; $W = 0{,}271$ m/s.
46. 2,96 kW.
47. Crește de 8 ori.
48. 4,15 kW.
49. 10 kW.
50. 3,43 kW.
51. 343 N/m², sau 35 kgf/m².
52. 1650 N/m², sau 165 kgf /m².

Capitolul II

POMPE. VENTILATOARE. COMPRESOARE

1. 15,6 m.
2. 467 m.
3. 0,69.
4. 18,2 kW.
5. 43°C.
6. 2,22 m³/min; plungerul mare — 0,0184 m³/s; plungerul mic — 0,0186 m³/s.
7. 0,89.
8. $\leqslant$ 2,4 m.
9. Indicat; 1,8 kW.
10. $\eta = 0{,}59$; $Q = 71{,}2$ m³/h; $H = 68$ m; $N = 22{,}5$ kW.
11. $Q_1 = 0{,}4$ m³/min; $Q_2 = 0{,}3$ m³/min.
12. 0,258 m³/min.
13. 18,3 m³/h.
14. $46{,}9 \cdot 10^4$ N/m², sau 3,75 at.
15. 17 090 kg iarna; 14 600 kg vara.
16. 785 N/m², sau 80 mm H_2O.
17. 4,2 kW.
18. $Q = 4\,170$ m³/h; $\Delta p = 733{,}8$ N/m², sau 74,8 kgf/m²; $N = 1{,}78$ kW; $\eta = 0{,}48$.
19. 940 m³/h.
20. 1 650 m³/h.
21. 1 500 rot/min.
22. $t = 117$°C; $L_{ad} = 117{,}72$ kJ, sau 12 000 kgf · m.
23. 7 kW.
24. 0,89.
25. $Q = 3{,}21$ m³/min; $N = 12{,}9$ kW.
26. Q crește pînă la 5,67 kg/min; N crește pînă la 14 kW.
27. $228{,}6 \cdot 10^4$ N/m², sau 23,3 at.
28. $36{,}0 \cdot 10^4$ N/m², sau 3,67 at — aer; $91{,}2 \cdot 10^4$ N/m², sau 9,3 at — etan.
29. Comprimare într-o singură treaptă: $t_2 = 275$°C, $L = 259{,}97$ kJ, sau 26 500 kgf · m; comprimare în două trepte: $t_2 = 125$°C, $L = 221{,}06$ kJ, sau 22 500 kgf · m.
30. 4 trepte.
31. Comprimare într-o singură treaptă: $L = 4218{,}2$ kJ/kg, sau 430 000 kgf · m/kg; comprimare în două trepte: $L = 3\,472{,}74$ kJ/kg, sau 354 000 kgf · m/kg.
32. 10,7 m³/h (în condiții normale).
33. Comprimare în două trepte: $N = 85$ kW, debitul de apă 4,4 m³/h. Comprimare în trei trepte: $N = 80$ kW, debitul de apă 3,9 m³/h.
34. *a)* Cu o treaptă cu piston; *b)* Rotativ.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul III

METODE HIDROMECANICE DE SEPARARE. HIDRODINAMICA STRATULUI FLUIDIZAT. AMESTECAREA ÎN MEDIU LICHID

1. *a)* $\frac{d_1}{d_2} = 1{,}73$; $\frac{d_1}{d_2} \approx 2{,}06$.
2. $w_{sed} = 7{,}6 \cdot 10^{-5}$ m/s; *b)* la 15°C $w_{sed} = 7{,}8 \cdot 10^{-3}$ m/s; la 500°C $w_{sed} = 3{,}9 \cdot 10^{-3}$ m/s.
3. 16,8 m/s.
4. 8 m/s.
5. 226 mm.
8. 5,2 m.
9. ~ 2 ori
10. $\Delta p = 834$ N/m², sau 85 mm H_2O.
12. 1 070 kg/m³.
13. *a)* 0,08 m/s; *b)* 0,0011 m/s.
14. $0{,}82 \cdot 10^{-3}$ m.
15. 2 990 kg.
16. 4 200 kg.
17.

Δp, N/m²	Δp, at	K, m²/h	C, m³/m²
$17{,}17 \cdot 10^4$	1,75	$20{,}7 \cdot 10^{-4}$	$1{,}5 \cdot 10^{-3}$
$34{,}34 \cdot 10^4$	3,5	$23{,}4 \cdot 10^{-4}$	$0{,}687 \cdot 10^{-3}$
$51{,}99 \cdot 10^4$	5,3	$25{,}8 \cdot 10^{-4}$	$0{,}248 \cdot 10^{-3}$
$68{,}67 \cdot 10^4$	7,0	$29{,}3 \cdot 10^{-4}$	$0{,}193 \cdot 10^{-3}$

18.

Δp, N/m²	Δp, at	$\tau_{filtrare}$, h	$\frac{dV}{d\tau}$, m³/m² · h	$\tau_{spălare}$, h
$17{,}17 \cdot 10^4$	1,75	5,39	$9{,}8 \cdot 10^{-3}$	7,06
$34{,}34 \cdot 10^4$	3,5	4,7	$11{,}2 \cdot 10^{-3}$	6,18
$51{,}99 \cdot 10^4$	5,3	4,2	$12{,}35 \cdot 10^{-3}$	5,6
$68{,}67 \cdot 10^4$	7,0	3,7	$14{,}00 \cdot 10^{-3}$	4,25

19. 1 h 36 min.
20. 2 h.
21. 1 h 20 min.
22. 58,5 min.
23. 110 cm³/dm³.
24. r_2 a crescut cu 8,5% faţă de r_1.
28. Centrifugă cu funcţionare periodică de construcţie verticală suspendată.
29. Supercentrifugă.
30. 136,4 kN/m², sau 1,39 at.
31. ~ 600 rot/min.
32. *a)* $D_1 = 1{,}04$ m; *b)* $D_2 = 0{,}082$ m.
34. De 200 de ori.
35. 1 min 20 s.
36. ~ 4,8 kW.

Scanned with OKEN Scanner

37. 3 centrifuge.
38. Creşte cu maximum 100%.
39. 6,53 m³/h.
40. De 27 de ori.
41. 4,55 m³/h.
42. 6,5.
43. 0,29 m/s; 2 276 N/m², sau 232 kgf/m².
44. 0,48; 462 mm.
45. 1,3 mm; 50%.
46. 0,3 kW.
47. ~ 240 rot/min.
48. Creşte de 1,4 ori.
49. 0,54 m.

Capitolul IV

TRANSMITEREA CĂLDURII ÎN APARATURA CHIMICĂ

1. De zece ori.
2. 17 600 kJ/h, sau 4 200 kcal/h.
3. 134,5 kJ/h, sau 32,1 kcal/h.
4. Creşte cu ~ 20%.
5. 217°C.
6. *a)* 0,145 W/m · grd, sau 0,125 kcal/m · h · grd.
   b) 0,021 W/m · grd, sau 0,0181 kcal/m · h · grd.
   c) 0,471 W/m · grd, sau 0,406 kcal/m · h · grd.
7. 94,2°C.
8. $G_v = 3\,180$ kg/h;
   $Q = 331\,640$ kJ/h, sau 79 150 kcal/h.
9. 263 kg/h.
10. 3,86 m³/h.
11. În contracurent $\Delta t_m = 50{,}5$°C; în echicurent $\Delta t_m = 36{,}8$°C.
12. Suprafaţa schimbătorului de căldură existent este insuficientă.
13. 9,33 W/m² · grd, sau 8,04 kcal/m² · h · grd.
14. 2 123 W/m² · grd, sau 1 830 kcal/m² · h · grd.
15. 228,9 kJ/m²h, sau 54,6 kcal/m² · h.
16. *a)* Nu se schimbă; *b)* creşte de ~ 8,2%.
17. *a)* De la 52,7 la 50,1 W/m² · grd sau de la 45,4 la 43,2 kcal/m² · h · grd.
   b) De la 1 960 la 730 W/m² · grd, sau de la 1 960 la 629 kcal/m² · h · grd.
18. 696 W/m² · grd, sau 600 kcal/m² · h · grd.
19. 89 666 kJ/m² · h, sau 21 400 kcal/m² · h.
20. $F = 3{,}14$ m²; $G_v = 572$ kg/h.
21. *a)* $Pr = 0{,}945$; *b)* la 0°C, $Pr = 0{,}835$; la 200°C; $Pr = 0{,}749$.
22. Valoarea minimă $\alpha = 200$ W/m² · grd, sau 173 kcal/m² · h · grd.
23. 100 W/m² · grd sau 87 kcal/m² · h · grd.
24. Valoarea minimă $\alpha = 664$ W/m² · grd, sau 572 kcal/m² · h · grd.
25. 1 415 W/m² · grd, sau 1 220 kcal/m² · h · grd.
26. $K_1 = 43$ W/m² · grd, sau 37 kcal/m² · h · grd; $K_2 = 74$ W/m²·grd, sau 64 kcal/m²·h·grd.
27. 89,6 W/m² · grd, sau 77,2 kcal/m² · h · grd.
28. De 1,95 ori.
29. 34 W/m² · grd, sau 29 kcal/m² · h · grd.
30. 4 165 W/m² · grd sau 3 590 kcal/m² · h · grd.
31. 668 W/m² · grd, sau 576 kcal/m² · h · grd.
32. 350 W/m² · grd, sau 300 kcal/m² · h · grd.
34. *a)* 1 705 W//m² · grd sau 1 470 kcal/m² · h · grd; *b)* 1 183 W/m² · grd sau 1 020 kcal/m²·h·grd.

35. 185 kcal/m² · h · grd.
36. $\alpha = 3\,910$ W/m² · grd sau 3 370 kcal/m² · h · grd.
37. $L = 39$ m; $G = 1\,510$ kg/h.
38. $L = 3{,}2$ m; $G = 287$ kg/h.
41. $3{,}55 \cdot 10^{-2} \dfrac{G}{\mu d}\left(3{,}55 \cdot 10^{-5} \dfrac{G}{\mu d}\right)$.
42. 516 W/m² · grd sau 445 kcal/m² · h · grd.
43. 46 W/m² · grd sau 40 kcal/m² · h · grd.
44. *a)* 232 W/m² · grd sau 200 kcal/m² · h · grd, *b)* 225 W/m² · grd, sau 194 kcal/m² · h · grd.
45. *a)* 286 kg/h; *b)* 259 kg/h; *c)* 2 830 kg/h.
46. $q = 128$ W/m² · grd sau 110 kcal/m²·h·grd; $K = 1{,}91$ W/m² · grd sau 1,65 kcal/m²·h·grd.
47. 205 W/m²grd sau 182 kcal/m² · h · grd.
48. 772 kg/24 h.
49. Cu 90%.
50. 157 mm.

Capitolul V

EVAPORAREA. CRISTALIZAREA

1. I. *a)* 1,185 kg/kg apă; *b)* 1,023 kg/kg apă. II. *a)* 1,15 kg/kg apă; *b)* 1,068 kg/kg apă.
2. I. $F_1 : F_2 = 3 : 1$; II. $F_1 : F_2 = 2{,}8 : 1$.
3. Capacitatea evaporatorului scade cu 37,5%.
4. $p_{abs.} = 353{,}2$ kN/m², sau 3,6 ata.
5. 1 100 kg.
6. $W = 530$ kg; $V = 0{,}56$ m³.
7. 282 829 kJ/h sau 67 500 kcal/h.
8. 1,919 kJ/kg · grd, sau 0,458 kcal/kg · grd.
9. *a)* c = 2,782 kJ/kg · grd sau 0,664 kcal/kg · grd, *b)* $D = 190$ kg.
10. $X_{fin} = 21{,}4\%$ masă; $D \approx 2{,}6$ t/h.
11. 2,1 mm.
12. $N_{abur \cdot sec.} = 171$ kW; $N_{cond.} = 0{,}026$ kW.
13. *a)* 1 440 kg/h; *b)* 980 kg/h; *c)* 3,8 m².
14. $r = 304{,}6$ kJ/kg, sau 72,7 kcal/kg; $c \approx 2{,}1$ kJ/kg · grd sau 0,5 kcal/kg · grd.
15. $r = 2\,032$ kJ/kg, sau 485 kcal/kg; $c = 2{,}81$ kJ/kg · grd sau 0,67 kcal/kg · grd.
16. $t_{fierb.} = 85$°C; $r = 264$ kJ/kg sau 63 kcal/kg.
17. 18,3 kN/m², sau 137 mm · Hg.
18. $\Delta t_{dep.} = 5{,}95$°C.
19. $\Delta t_{ef \cdot hidr.} = 6{,}4$°C.
20. $F = 45$ m²; $D = 2\,230$ kg/h.
21. Capacitatea crește de 2,06 ori.
22. 923 kg/h.
23. $D = 1\,520$ kg/h; $F = 74{,}2$ m².
24. *a)* 35 m³/h; *b)* 32 m³/h.
25. $G_{in} = 1\,640$ kg/h; $G_{fin} = 560$ kg/h.
26. 35°C.
27. I. 11,8% masă; II 18,0 % masă; III. 43,0% masă.
28. 4 corpuri.
29. 13,6 kg/h ceea ce reprezintă 4,1% din cantitatea totală de apă care se evaporă în corpul II.
30. 25,5%.
31. $X_{in} = 11{,}3\%$; $\Delta t = 21{,}3$°C.
32. 89 kg/h.
33. *a)* 127 kg/h; *b)* 58,6 kW.
34. 15°C.
35. 1 310 kg.
36. $F = 22{,}6$ m²; $G_{apă} = 8\,650$ kg/h.

Scanned with OKEN Scanner

Capitolul VI

USCAREA

1. De 33,3 ori.
2. $x = 0{,}061$ kg/kg; $I = 209$ kJ/kg, sau 50 kcal/kg.
3. $\varphi = 0{,}8$; $x = 0{,}069$ kg/kg.
4. *a)* 0,0159 kg/kg; *b)* 0,231 kg/kg; *c)* 0,0154 kg/kg.
5. $l_{iarna} = 36{,}6$ kg/kg umiditate; $q_{iarna} = 4\,378$ kJ/kg umiditate sau 1 045 kcal/kg umiditate; $l_{vara} = 49{,}3$ kg/kg umiditate; $q_{vara} = 3716{,}5$ kJ/kg umiditate sau 887 kcal/kg umiditate.
7. $p_{aer} = 605{,}7$ kN/m² sau 6,174 kg/cm²; $\rho = 5{,}7$ kg/m³; $x = 0{,}083$ kg/kg.
8. 4,6 kg/h; 43,5 kg/kg.
9. $p = 270{,}3$ kN/m², sau 2,755 kg/cm²; $\rho = 5{,}09$ kg/m³; $x = 0{,}415$ kg/kg.
10. 3 200 m³/h aer umed.
11. 24,5°C.
13. $L = 9\,730$ kg/h; $Q = 2\,036\,340$ kJ/h sau 486 000 kcal/h.
14. $L = 47\,200$ kg/h; $Q = 3\,377\,140$ kJ/h sau 806 000 kcal/h.
15. 72,3%.
16. 42,5%.
17. $p = 7{,}46$ kN/m², sau 56 mm Hg; 7,47%.
18. 16,45 ore.
19. 18,1 m².
20. 0,39; 33°C.
21. 780 kg/h.
22. 37,5°C.
23. 1,07 kg/m³.
24. $L = 20\,800$ kg/h; $D = 923$ kg/h.
25. $D = 332$ kg/h; $F = 140$ m².
26. $G_{aer} = 1\,720$ kg/h; $p = 4{,}0$ kN/m², sau 30 mm Hg; $G_{apă} = 1\,380$ kg/h.
27. $t = 45$°C; $x = 0{,}38$ kg/kg; $\vartheta = 37$°C.
28. 123°C.
29. *a)* $L = 7\,530$ kg/h; $D = 562$ kg/h; $p \approx 588{,}6$ kN/m² sau 6 ata;
    b) $p_{abur} = 740{,}7$ kN/m² sau 7,55 ata; $D = 590$ kg/h.
30. $L = 16\,100$ kg/h; $D = 950$ kg/h.

Capitolul VII

DISTILAREA. RECTIFICAREA. ABSORBȚIA

1. *a)* ~ 99°C; *b)* crezol 11,5%, apă 88,5%; *c)* 2,12% volume crezol.
2. 11,24 kN/m², sau 84,3 mm Hg.
3. 3,17 m.
4. $x_b = 0{,}405$; $P = 124$ kN/m², sau 963 mm Hg.
5. $x = 67\%$ mol; $y^* = 90\%$ mol.
8. Apă 4,5% mol; acid acetic 14,0% mol; acetonă 81,5% mol.
9. 468 kg; 43,7% masă benzen.
10. Masa reziduului 520 kg; masa distilatului 2 080 kg; apă în distilat 91,24% masă.
11. 608 kmol/h.
13. 12,1% masă alcool.
14. 43% mol din component cu punct de fierbere mai scăzut.
15. 0,893.
16. 26 200 kg/h; 0,61% masă.

Scanned with OKEN Scanner

17. $G_D = 17\,100$ kg/h; $G_w = 64\,700$ kg/h; $G_d = 68\,400$ kg/h.
18. $x_F = 25{,}4\%$ component ușor volatil; $G_d = 4\,330$ kg/h.
19. 71,7% mol.
21. $n = 12$; 400 kg/h.
22. $x_w = 7{,}1\%$ alcool metilic ; $G_d = 4\,440$ kg/h; $V_{apă} = 97{,}3$ m³/h.
23. 17 kmol/h; 855 kg/h.
24. 69 m²; 2 220 kg/h.
25. $Q_d = 4\,717{,}9$ kJ sau 1 126 kcal; $Q_b = 5748{,}7$ kJ, sau 1 372 kcal.
26. $R = 3{,}27$; 84 m³/h.
27. $F = 9{,}45$ m²; $V_a = 10{,}8$ m³/h.
28. $n = 15$.
29. *a)* $G_D = 3\,180$ kg/h; $G_w = 4\,320$ kg/h; *b)* $n = 16$ talere; *c)* $D = 1\,700$ kg/h; $V_a = 58$ m³/h.
30. 213 kg/h.
31. *a)* $G_D = 1\,760$ kg/h; $G_w = 4\,240$ kg/h; *b)* $n = 14$ talere; *c)* $D = 1\,400$ kg/h; $V_a = 46$ m³/h.
32. $y_i = 13{,}5\%$ masă; grad de separare 41,3%.
33. La 25°C, 40,5%; la 0°C, 84,6%.
34. 2,205 % mol sau 2,09% masă.
35. $\Delta y_m = 0{,}0045$ kmol amoniac/kmol gaz inert; $n \approx 6{,}5$.
36. 0,02 kmol benzen/kmol gaz inert.
37. 273 m³/h.
38. 1,47 m³/h; 7,2 m.
39. 0,0112 kmol/m² · h · kN/m², sau 1,1 kmol/m² · h · at.
40. 0,0087 kmol/m² · h · kN/m², sau 0,85 kmol/m² · h · at.

Capitolul VIII
ADSORBȚIA

1. $G_a = 1\,430$ kg; $D_a \approx 2{,}6$ m; $\tau = 6$ h 57 min.
2. $\tau = 225$ min. $\tau_0 = 65$ min.
4. $w = 0{,}08$ m/s; $H_0 = 0{,}4$ m.
5. $q = 229{,}6$ kJ/kg cărbune sau 54,8 kcal/kg cărbune; $Q_1 = 1\,200\,160$ kJ sau 286 435 kcal.

Capitolul IX
EXTRACȚIA

2. $x_{A_1} = 62{,}2$; $x_{B_1} = 24{,}8$; $x_{A_2} = 18{,}9$; $x_{B_2} = 25{,}1\%$ masă; 1,74 kg;
3. $G_{E_1} = 1\,940$; $G_{E_1} = 180$ kg; $x_{E_1} \approx 55\%$ masă (după îndepărtarea solventului); $G_{E_2} = 1735$; $G'_{E_2} = 99$ kg; $x_{E_2} = 35\%$ masă (după îndepărtarea solventului); $G_{R_2} = 915$; $G'_{R_2} = 850$ kg;
$x_{R_2} = 4\%$ masă (după îndepărtarea solventului).
4. $G_S = 1\,333$ kg/h; $n_c = 4$.
5. $n_c = 3$; $x_E = 4$ g/l; 0,6 g/l; 1,2 g/l.
6. $G_{S_{min.}} = 99$ kg; $n_c = 8$.
7. 63% masă; 70 % masă.
8. 38,9 kg; 256 kg.
9. 77,8 kg; 450 kg; $n_c = 7$.
10. Extract 58% masă; rafinat $\sim 0\%$; $n_{c_{min.}} = 11$.

Scanned with OKEN Scanner

11. $n_c = 18$; $G_{S_0} = 1\ 718$ kg; $G_S = 1\ 734$ kg.
12. *a)* 7,7 kg; *b)* 99,6%; *c)* 25%.
13. $n_c = 7$.
14. $n_c = 6$.
15. *a)* 0,1 *l* sau 2%; *b)* 28,8 *l*; *c)* I — 10%; II — 7,9%; III — 6,1%; IV — 4,7%; V — 3,6%.
16. 1) 565 kg; 2) $n_c = 3$.

Capitolul X

RĂCIREA MODERATĂ ȘI ÎNAINTATĂ

1. $\varepsilon = 8{,}23$; $N = 0{,}78$ kW.
2. $L = 1\ 056$ W sau $AL = 908$ kcal/h.
3. *a)* $q_0 = 1110{,}4$ kJ/kg sau 265 kcal/kgf; $\varepsilon = 5{,}3$;
   b) $q_0 = 136{,}2$ kJ/kg sau 32,5 kcal/kgf; $\varepsilon = 2{,}83$
   c) $q_0 = 119{,}4$ kJ/kg sau 28,5 kcal/kgf; $\varepsilon = 5{,}1$.
4. 2,2.
5. *a)* 5,06; *b)* 4,38; *c)* 4,16; *d)* 4,27.
6. *a)* 5,06; *b)* 4,5; *c)* 4; *d)* 4,13.
7. $Q_0 = 116067{,}4$ W sau 99 800 kcal/h; $\varepsilon = 4{,}93$.
8. 113,5 m³/h.
9. 5,82 kW.
10. 1 080 000 W sau 929 000 kcal/h.
11. 3,21; 36,2 kW.
12. $p_c = 1166{,}9$ kN/m² sau 11,895 at; $p_e = 206{,}4$ kN/m² sau 2,41 at; $V = 181$ m³/h; $N_{teor.} = 22{,}3$ kW; $N = 40{,}6$ kW; $t = 97°C$; $V_a = 17$ m³/h.
13. $Q_0 = 85945{,}7$ W sau 73 900 kcal/h; $Q_{lucru} = 53\ 730{,}6$ W sau 46 200 kcal/h; $N = 23{,}2$ kW.
14. $\frac{p}{p_0} = 4{,}75$; $G_a = 3\ 125$ kg.
15. — 82°C.
16. *a)* 11°C; *b)* 73°C.
17. *a)* 4,92 kW · h/kg; *b)* 2,1 kW · h/kg.
18. 0,0545 kg/kg; consum de energie pentru 1 kg de aer lichid 4 kW h/kg.
19. 1,084 kW h/kg.
20. $y = 0{,}066$ kg/kg; consum de energie pentru 1 kg de aer lichid 1,31 kW h/kg.
21. $N = 46{,}7$ kW; $G_l = 46{,}6$ kg/h; consumul de energie pentru 1 kg de aer lichid 1 kWh/kg.
22. 1,07 kWh/kg.
23. 0,69.
24. 0,995 kWh/kg.
25. 1 618 m³.
26. 113 h.
27. 2,2 kWh/kg.
28. 1,15 kWh/kg.
30. 0,67.

Scanned with OKEN Scanner

ANEXE

TABELE

Tabela I

Masa atomică a unor elemente

Denumirea	Simbolul	Greutatea atomică	Denumirea	Simbolul	Greutatea atomică
Azot	N	14,008	Mangan	Mn	54,94
Aluminiu	Al	26,98	Cupru	Cu	63,54
Argon	Ar	39,944	Molibden	Mo	95,95
Bariu	Ba	137,36	Arsen	As	74,91
Beriliu	Be	9,013	Natriu	Na	22,997
Bor	B	10,82	Nichel	Ni	58,69
Brom	Br	79,916	Staniu	Sn	118,70
Vanadiu	V	50,95	Platină	Pt	195,23
Bismut	Bi	209,00	Radiu	Ra	226,05
Hidrogen	H	1,0080	Mercur	Hg	200,61
Heliu	He	4,003	Plumb	Pb	207,21
Fier	Fe	55,85	Argint	Ag	107,880
Aur	Au	197,0	Sulf	S	32,066
Iod	J	126,91	Stronţiu	Sr	87,63
Cadmiu	Cd	112,41	Stibiu	Sb	121,76
Kaliu	K	39,100	Titan	Ti	47,90
Calciu	Ca	40,08	Carbon	C	12,011
Oxigen	O	16	Uraniu	U	238,07
Cobalt	Co	58,94	Fosfor	P	30,975
Siliciu	Si	28,06	Fluor	F	19,00
Kripton	Kr	83,8	Clor	Cl	35,457
Xenon	Xe	131,3	Crom	Cr	52,01
Litiu	Li	6,940	Zinc	Zn	65,38
Magneziu	Mg	24,32			

Scanned with OKEN Scanner

Tabela II

Densitatea materialelor solide

Materialul	Densitate, kg/m³	Masa volumică kg/m³	Materialul	Densitate, kg/m³	Masă volumică kg/m³
Alabastru	2 500	—	Plută	240	—
Antracit	1 600	—	Cauciuc brut	1 500	—
Apatită	3 190	1 850	Azotat de sodiu	2 260	1 200
Azbest	2 600	—	Carbonat de sodiu cristalizat	1 450	800
Beton	2 300	—	Sare gemă	2 350	1 020
Viniplast	1 380	—	Pin	500	—
Gips cristalizat	2 240	1 300	Sticlă	2 500	—
Argilă uscată	—	1 380	Textolit	1 380	—
Granit	2 700	—	Mangal	1 450	200
Cenuşă	2 200	680	Huilă	1 350	800
Pămînt uscat	1 800	1 300	Faolit	1 730	—
Piatră de var	2 650	1 800	Fosforit	—	1 600
Caolin	2 200	—	Ciment	2 900	—
Cauciuc	930	—	Email	2 350	—
Cuarţ	2 650	1 500			
Material ceramic antiacid	2 600	—	Metale		
Cărămidă obişnuită	1 500	—	Oţel	7 850	—
Cocs	1 300	500	Fontă cenuşie	7 250	—
Pirită	5 000	3 300	Cupru laminat	8 800	—
Piele uscată	860	—	Alamă	8 500	—
Piatră turnată	3 000	—	Aluminiu	2 700	—
Cretă bucăţi	2 200	1 300	Plumb	11 400	—
Marmură	2 600	—			
Parafină	900	—	Materiale refractare		
Paronit	1 200	—	Dinas	1 900	—
Nisip uscat	1 500	1 200	Magnezită	2 900	—
Carbonat de potasiu	2 260	—	Şamotă	1 900	—

Tabela III

Densitatea cîtorva lichide de la 0 la 20°C

Lichidul	Densitatea kg/m³	Lichidul	Densitatea kg/m³
Acid azotic, 92%	1 500	Nitrobenzen	1 200
Amoniac, 26%	910	Sulfură de carbon	1 290
Anilină	1 040	Acid sulfuric, 98%	1 830
Acetonă	810	Acid sulfuric, 60%	1 500
Benzină	760	Acid sulfuric, 30%	1 220
Benzen	900	Acid clorhidric, 30%	1 150
Alcool butilic	810	Acid clorhidric, fumans	1 210
Apă	1 000	Toluen	870
Glicerină, 100%	1 270	Acid acetic, 100%	1 060
Glicerină, 80%	1 130	Acid acetic, 70%	1 070
Diclor-etan	1 250	Acid acetic, 30%	1 040
Hidroxid de sodiu, soluţie, 10%	1 110	Fenol (topit)	1 060
		Clorbenzen	1 130
Hidroxid de sodiu, soluţie, 30%	1 330	Cloroform	1 530
		Tetraclorură de carbon	1 630
Petrol lampant	850	Acetat de etil	900
Xilen	880	Clorură de etilen	1 280
Păcură	890—950	Alcool etilic, 100%	790
Alcool metilic, 100%	800	Alcool etilic, 70%	850
Alcool metilic, 90%	820	Alcool etilic, 40%	920
Alcool metilic, 30%	950	Alcool etilic, 10%	980
Acid formic	1 240	Eter etilic	710
Naftalină (topită)	1 100		
Ţiţei	790—950		

Scanned with OKEN Scanner

Tabela V

Viscozitatea apei calculată în SI 1cP = $1 \cdot 10^{-3}$ N·s/m²

Temperatura, °C	Viscozitate, cP (m.N.s/m²)	Temperatura, °C	Viscozitate, cP (m.N.s/m²)	Temperatura, °C	Viscozitate, cP (m.N.s/m²)
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Scanned with OKEN Scanner

Tabela VI

Viscozitatea citorva soluţii apoase, în cP (calculată în S.I. = $1 \cdot 10^{-3}$ N · s/m²)

Substanţa dizolvată	Concentraţia, % masă	Temperatura, °C				
		0	20	30	40	60
NaOH	5	—	1,3	1,05	0,85	—
	15	—	2,78	2,10	1,65	—
	25	—	7,42	5,25	3,86	—
NaCl*	5	1,86	1,07	0,87	0,71	0,51
	15	2,27	1,36	1,07	0,89	0,64
	25	3,31	1,89	—	—	—
$NaNO_3$	10	—	1,07	0,88	0,72	0,54
	20	—	1,18	1,03	0,86	0,62
	30	—	1,33	1,3	1,07	0,79
Na_2CO_3	10	—	1,74	1,38	1,1	—
	20	—	4,02	2,91	2,25	—
	30	—	—	8,35	5,6	—
KOH	10	—	1,23	1,0	0,83	—
	20	—	1,63	1,33	1,11	—
	30	—	2,36	1,93	1,57	—
KCl	5	1,7	0,99	0,8	0,66	0,48
	15	1,58	1,0	0,83	0,69	0,52
	20	—	1,02	0,85	0,72	0,54
KNO_3	5	1,68	0,98	0,8	0,66	0,49
	15	—	0,98	0,8	0,69	0,51
	30	—	—	0,89	—	—
NH_4NO_3	10	1,58	0,96	0,79	0,66	0,5
	30	1,51	1,0	0,84	0,73	0,57
	50	—	1,33	1,14	0,99	0,77
$MgCl_2$	10	2,8	1,5	—	—	—
	20	5,3	2,7	—	—	—
	35	19,3	10,1	—	—	—
$CaCl_2$**	10	2,17	1,27	—	—	—
	20	3,14	1,89	—	—	—
	35	8,9	5,1	—	—	—

Tabela VII

Constantele atomice ale viscozităţii

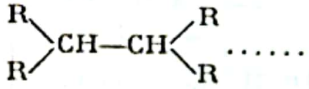
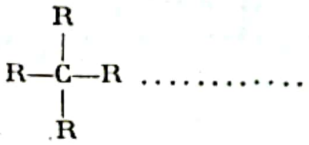
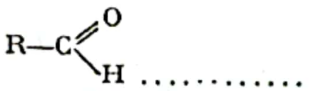
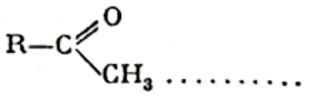
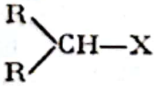
Atomii	H	O	N	Cl	Br	J	C
Constantele atomice n	2,7	29,7	37,0	60,0	79,0	110,0	50,2

* Vezi de asemenea tabela XLVII.
** Vezi de asemenea tabela XLVIII.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela VIII

Corecţii la constantele atomice ale viscozităţii
(Calculat în S.I. 1 cP = $1 \cdot 10^{-3}$ N.s/m²)

Nr. crt.	Caracterul legăturii şi al grupărilor	p
1	Legătură dublă	−15,5
2	Inel cu 5 atomi de C	−24,0
3	Inel cu 6 atom de C	−21,0
4	Catenă laterală	
	Masă moleculară < 17	− 9,0
	Masă moleculară > 16	−17,0
5	Aşezare în poziţiile orto- şi para- a substituenţilor secundari	+ 3,0
6	Aşezare în poziţia meta- a substituenţilor secundari	+ 1,0
7		+ 8,0
8		+13,0
9		+16,0
10		+ 5,0
11	—CH=CHCH₂ X (X-grupă negativă)	+ 4,0
12	 (X-grupă negativă)....	+ 6,0
13	OH	+24,7
14	COO	−19,6
15	COOH	− 7,9
16	NO_2	−16,4

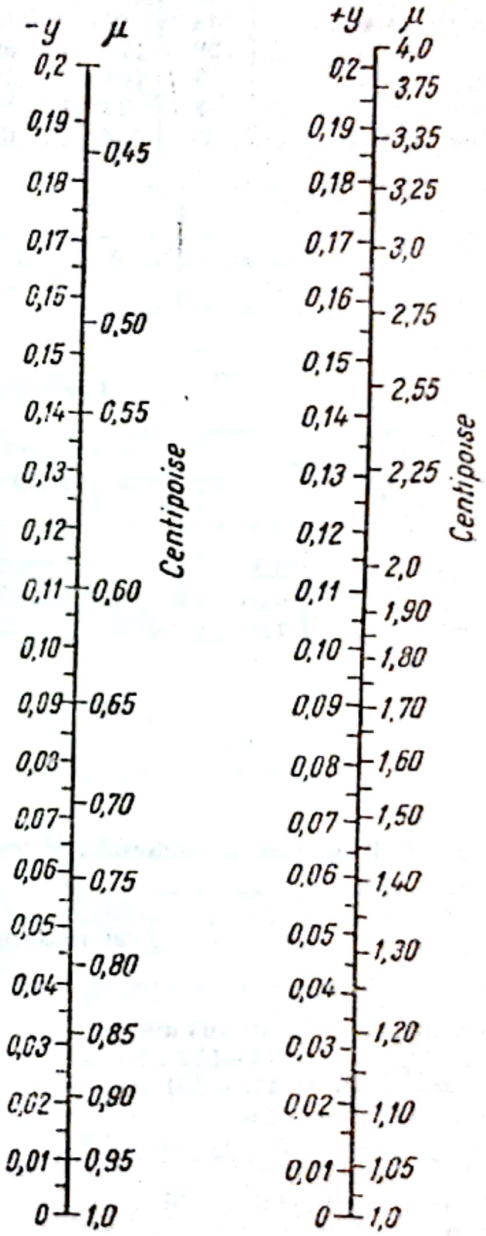


Fig. I. Nomogramă pentru determinarea viscozităţii lichidelor organice

Tabela IX

Valoarea $\sqrt{MT_{cr}}$ pentru cîteva gaze

Gazul	M	T_{cr}	$\sqrt{MT_{cr}}$	Gazul	M	T_{cr}	$\sqrt{MT_{cr}}$
Vapori de apă	18	647	108	Metan	16	190	55,1
Aer	29	132,7	61,9	Etilenă	28	283	89,0
Bioxid de carbon	44	304	115,5	Etan	30	305	95,6
Azot	28	126	59,5	Propan	44	370	128
Oxigen	32	154	70,2	*n*-Butan	58	426	157
Hidrogen	2	33	8,13	*n*-Pentan	72	470	184
Oxid de carbon	28	134	61,4	*n*-Hexan	86	508	209

Tabela X

Coeficientul de frecare λ

Diametrul ţevii d,m		0,025	0,050	0,075	0,100	0,125	0,150	0,175	0,2
Rugozitatea e, mm	0,2	0,0352	0,0285	0,0253	0,0234	0,0221	0,0211	0,0202	0,0196
	0,5	0,0508	0,0380	0,0332	0,0304	0,0284	0,027	0,0258	0,0249
	1,0	0,0648	0,0509	0,0418	0,038	0,0352	0,0332	0,0316	0,0304

Tabela XI

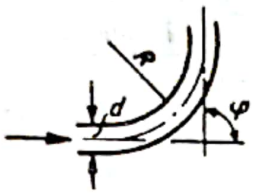
Pierderile de presiune datorită rezistenţelor locale (lungimile echivalente $L_{ech} = n.d$)

Felul rezistenţei	n
Cot de 90°, d de la 10—64 mm	30
Cot la 90°, d de la 76—152 mm	40
Cot la 90°, d de la 178—254 mm	50
Teuri de la 25—100 mm	60—90
Cruce	50
Ventil normal	100—120
Ventil pentru curgere directă	10—20
Robinet	10—15
Ventil de reţinere	75
Ventil de aspiraţie sau cu scaun	70
Intrarea din rezervor într-o ţeavă (cu margini ascuţite)	20
Debitmetre rotative	200—300
Debitmetre tip Venturi	12

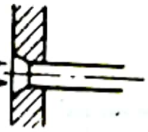
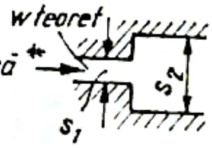
Scanned with OKEN Scanner

Tabela XII

Coeficienţii rezistenţelor locale

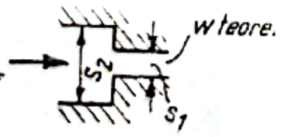
Felul rezistenţei	Valoarea coeficientului rezistenţei locale
Cot	$\alpha = 90°$ 120° 135° 150° $\zeta = 1{,}1$ 0,55 0,35 0,2
Curbă 	

R/d \ φ	30°	45°	60°	75°	90°	105°	120°
1,5	0,08	0,11	0,14	0,16	0,175	0,19	0,2
2,0	0,07	0,1	0,12	0,14	0,15	0,16	0,17

Intrare în ţeavă 	Cu colţuri ascuţite $\zeta = 0{,}5$ Cu colţuri rotunjite $\zeta = 0{,}2$
Ieşire din ţeavă	$\zeta = 1$
Lărgire bruscă 	$\zeta = (1 - \frac{S_1}{S_2})^2$

$\frac{S_1}{S_2}$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
ζ	1	0,81	0,64	0,49	0,36	0,25	0,16	0,09	0,04

$\frac{S_1}{S_2}$	0,9	1,0
ζ	0,01	0

Îngustare bruscă * 	ζ | 0,5 | 0,47 | 0,43 | 0,38 | 0,33 | 0,30 | 0,25 | 0,20 | 0,15 | ζ | 0,09 | 0 |

* S_1 şi S_2 servesc la notarea secţiunilor corespunzătoare şi nu a dimensiunilor liniare. La determinarea rezistenţei locale, pierderea de presiune pentru imprimarea vitezei trebuie calculată în raport cu viteza curentului în secţiunea mai mică (S_1).

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XII (în continuare)

Felul rezistenţei	Valoarea coeficientului rezistenţei locale					
	Trecerea nominală, mm,					
	13	19	25	32	38	50 şi mai mult
	Coeficient ζ					
Robinet cu cep	4	2	2	2	2	2
Robinet normal	11	7	6	6	6	5
Robinet cu fus înclinat	3	3	3	2,5	2,5	2
	Trecerea nominală, mm,					
	15—100		175—200			300 şi mai mult
	Coeficient ζ					
Vană	0,5		0,25			0,15

Tabela XIII

Valorile diametrului echivalent şi ale coeficientului *A* la diferite secţiuni ale canalului în cazul unui regim de curgere laminar [formula (1-42)]

Forma secţiunii	d_e	*A*
Cerc cu diametrul *d*	*d*	64
Pătrat cu latura *a*	*a*	57
Triunghi echilateral cu latura *a*	0,58 *a*	53
Inel cu lăţimea *a*	2 *a*	96
Dreptunghi cu laturile *a* şi *b*		
$\frac{a}{b} \approx 0$	2*a*	96
$\frac{a}{b} \approx 0{,}1$	1,81*a*	85
$\frac{a}{b} \approx 0{,}25$	1,6*a*	73
$\frac{a}{b} \approx 0{,}5$	1,3*a*	62
Elipsă (*a*-semiaxă mică; *b*-semiaxă mare)		
$\frac{a}{b} = 0{,}1$	1,55*a*	78
$\frac{a}{b} = 0{,}3$	1,4*a*	73
$\frac{a}{b} = 0{,}5$	1,3*a*	68

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XIV

Țevi de oțel fără sudură laminate la cald (STAS 404-59)

Diametrul exterior, mm	Grosimea peretelui, mm		Diametrul exterior, mm	Grosimea peretelui, mm		Diametrul exterior, mm	Grosimea peretelui, mm	
	de la	pînă la		de la	pînă la		de la	pînă la
25	2,5	8	68	3	16	127	4	30
28	2,5	8	70	3	16	133	4	32
32	2,5	8	73	3	18	140	4,5	36
38	2,5	8	76	3	18	146	4,5	36
42	2,5	10	83	3,5	18	152	4,5	36
45	2,5	10	89	3,5	22	159	4,5	36
50	2,5	10	95	3,5	22	168	5	36
54	3	11	102	3,5	22	194	5	36
57	3	12	108	4	28	203	6	36
60	3	14	114	4	28	219	6	36
63	3	14	121	4				

Țevi trase la rece (STAS 530-59)

4	0,20	1,2	19	0,20	6	40	0,40	9
5	0,2	1,6	20	0,20	6	42	1	9
6	0,20	2	21	0,40	6	45	1	10
7	0,20	2,5	22	0,40	6	48	1	10
8	0,20	2,5	23	0,40	6	50	1	12
9	0,20	2,8	24	0,40	7	51	1	12
10	0,20	3,5	25	0,40	7	53	1	12
11	0,20	3,5	27	0,40	7	54	1	12
12	0,20	4	28	0,40	7	56	1	12
13	0,20	4	30	0,40	8	57	1	12
14	0,20	4	32	0,40	8	60	1	12
15	0,20	5	34	0,40	8	63	1	12
16	0,20	5	35	0,40	8	65	1	12
17	0,20	5	36	0,40	8	68	1	12
18	0,20	5	38	0,40	9	70	1	12
73	1	12	95	1,4	12	133	2,5	12
75	1	12	100	1,4	12	140	3	12
76	1	12	102	1,4	12	150	3	12
80	1,4	12	108	1,4	12	160	3,5	12
83	1,4	12	110	1,4	12	170	3,5	12
88	1,4	12	120	1,6	12	180	3,5	12
89	1,4	12	125	1,8	12	190	4	12
90	1,4	12	130	2,5	12	200	4	12

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XV

Ţevi din oţel pentru instalaţii (STAS 403 - 57)

Diametrul nominal	Diametrul exterior	Ţeava					
		uşoară	obişnuită	îngroşată	uşoară	obişnuită	îngroşată
		Grosimea peretelui			Greutatea ţevii netede		
mm	mm	mm			kgf/m		
6	10,00	1,80	2,00	2,50	0,364	0,395	0,462
8	13,50	2,00	2,25	2,75	0,567	0,624	0,726
10	17,00	2,00	2,25	2,75	0,739	0,819	0,966
15	21,25	2,35	2,75	3,25	1,10	1,25	1,44
20	26,75	2,50	2,75	3,50	1,50	1,63	2,01
25	33,50	2,80	3,25	4,00	2,12	2,42	2,91
32	42,25	3,00	3,25	4,00	2,90	3,13	3,77
40	48,25	3,00	3,50	4,25	3,35	3,86	4,61
50	60,00	3,25	3,75	4,50	4,55	5,20	6,16
65	76,50	3,40	3,75	4,50	6,05	6,64	7,88
80	88,50	3,65	4,00	4,75	7,64	8,34	9,81
90	101,50	3,80	4,25	5,00	9,16	10,19	11,90
100	114,00	4,05	4,25	5,00	10,98	11,50	13,44
125	140,00	—	4,50	5,50	—	15,04	18,24
150	165,00	—	4,50	5,50	—	17,81	21,63

Tabela XVI

Caracteristica umpluturilor de inele sau de material în bulgări din turnurile de spălare (după datele lui N. M. Javoronkov)

Felul umpluturii	Dimensiunile elementului de umplutură, mm	Numărul de elemente la 1 m³ volum de umplutură	Volumul liber, m³/m³	Suprafaţa specifică, m²/m³	Masa a 1 m³ de umplutură kg
Inele de porţelan	8×8 ×1,5	1 465 000	0,64	570	600
Inele ceramice	15×15×2	250 000	0,70	330	690
Inele ceramice	25×25×3	53 200	0,74	204	532
Inele ceramice	35×35×4	20 200	0,78	140	505
Inele ceramice	50×50×5	6 000	0,785	87,5	530
Inele de fier	35×35×2,5	19 000	0,83	147	—
Inele de fier	50×50×1	6 000	0,95	110	430
Pietriş rotund	42	14 400	0,388	80,5	—
Andezit bucăţi	43,2	12 600	0,565	68	1 200
Cocs bucăţi	42,6	14 000	0,56	77	455
Cocs bucăţi	40,8	15 250	0,545	86	585
Cocs bucăţi	28,6	27 700	0,535	110	660
Cocs bucăţi	24,4	64 800	0,532	120	600
Catalizator pentru sinteza amoniacului în bucăţi	6,1	5 200 000	0,465	960	2 420
Catalizator în tablete pentru conversia CO	$d = 11,5$; $h = 6$	1 085 000	0,38	460	1 100
Catalizator (de vanadiu) pentru acid sulfuric în tablete	$d = 11$; $h = 6,5$	1 000 000	0,43	415	614

Tabela XVII

Caracteristica umpluturilor din lemn (şipci din lemn)

Secţiunea	Dimensiunile secţiunii transversale, mm	Distanţa între şipci, mm	Distanţa între rîndurile de şipci, mm	Suprafaţa specifică, m^2/m^3
Dreptunghiulară	12,5 × 100	25,0	20	50
	12,5 × 100	12,5	20	75
	12,5 × 100	10,0	20	89
Triunghiulară	30 × 30 × 30	30	12,5	78

Tabela XVIII

Dependenţa între criteriile *Re*, *Ar* şi *Ly* pentru particule sferice

Re	*Ar*	*Ly*	*Re*	*Ar*	*Ly*
$1 \cdot 10^{-3}$	$1{,}78 \cdot 10^{-2}$	$5{,}61 \cdot 10^{-8}$	$3{,}16 \cdot 10^{2}$	$4{,}69 \cdot 10^{4}$	$6{,}71 \cdot 10^{2}$
2	3,63	$2{,}20 \cdot 10^{-7}$	4	6,46	9,11
3	5,44	4,96	5	$1{,}06 \cdot 10^{5}$	$1{,}18 \cdot 10^{3}$
4	6,49	9,86	6	1,46	1,48
5	8,88	$1{,}41 \cdot 10^{-6}$	7	1,87	1,83
6	$1{,}10 \cdot 10^{-1}$	1,96	8	2,36	2,29
8	1,47	3,49	$1 \cdot 10^{3}$	3,48	2,88
$1 \cdot 10^{-2}$	1,82	5,48	2	$1{,}24 \cdot 10^{6}$	6,54
2	3,63	$2{,}20 \cdot 10^{-5}$	2,5	1,89	8,28
3	5,47	4,94	3	2,68	$1{,}01 \cdot 10^{4}$
4	6,55	9,77	4	4,68	1,38
5	9,31	$1{,}34 \cdot 10^{-4}$	5	7,26	1,72
6	$1{,}10 \cdot 10^{0}$	1,96	6	$1{,}05 \cdot 10^{7}$	2,05
8	1,52	3,38	6,3	1,14	2,18
$1 \cdot 10^{-1}$	1,87	5,34	8	1,97	2,60
2	3,97	$2{,}01 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^{4}$	3,09	3,23
3	5,84	4,63	1,59	8,21	4,89
3,2	6,18	5,30	2	$1{,}37 \cdot 10^{8}$	5,82
$1 \cdot 10^{0}$	$2{,}14 \cdot 10$	$4{,}67 \cdot 10^{-2}$	3	2,95	8,58
3,2	7,63	$3{,}49 \cdot 10^{-1}$	4	5,68	$1{,}13 \cdot 10^{5}$
$1 \cdot 10$	$3{,}02 \cdot 10^{2}$	$3{,}31 \cdot 10^{0}$	$1 \cdot 10^{5}$	$3{,}82 \cdot 10^{9}$	2,62
3,2	$1{,}49 \cdot 10^{3}$	$2{,}18 \cdot 10$	1,59	8,59	4,68
4	2,08	3,08	2,5	9,55	$1{,}64 \cdot 10^{6}$
5	2,72	5,24	2,7	9,73	2,02
6	3,60	6,02	3,5	$1{,}85 \cdot 10^{10}$	2,33
8	5,50	9,35	4	2,54	2,53
$1 \cdot 10^{2}$	7,45	$1{,}34 \cdot 10^{2}$	5	4,34	2,91
2	$2{,}14 \cdot 10^{4}$	3,74	6,3	6,88	3,27
3	4,47	6,04			

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XVII

Caracteristica umpluturilor din lemn (şipci din lemn)

Secţiunea	Dimensiunile secţiunii transversale, mm	Distanţa între şipci, mm	Distanţa între rîndurile de şipci, mm	Suprafaţa specifică, m^2/m^3
Dreptunghiulară	12,5 × 100	25,0	20	50
	12,5 × 100	12,5	20	75
	12,5 × 100	10,0	20	89
Triunghiulară	30 × 30 × 30	30	12,5	78

Tabela XVIII

Dependenţa între criteriile *Re*, *Ar* şi *Ly* pentru particule sferice

Re	*Ar*	*Ly*	*Re*	*Ar*	*Ly*
$1 \cdot 10^{-3}$	$1{,}78 \cdot 10^{-2}$	$5{,}61 \cdot 10^{-8}$	$3{,}16 \cdot 10^{2}$	$4{,}69 \cdot 10^{4}$	$6{,}71 \cdot 10^{2}$
2	3,63	$2{,}20 \cdot 10^{-7}$	4	6,46	9,11
3	5,44	4,96	5	$1{,}06 \cdot 10^{5}$	$1{,}18 \cdot 10^{3}$
4	6,49	9,86	6	1,46	1,48
5	8,88	$1{,}41 \cdot 10^{-6}$	7	1,87	1,83
6	$1{,}10 \cdot 10^{-1}$	1,96	8	2,36	2,29
8	1,47	3,49	$1 \cdot 10^{3}$	3,48	2,88
$1 \cdot 10^{-2}$	1,82	5,48	2	$1{,}24 \cdot 10^{6}$	6,54
2	3,63	$2{,}20 \cdot 10^{-5}$	2,5	1,89	8,28
3	5,47	4,94	3	2,68	$1{,}01 \cdot 10^{4}$
4	6,55	9,77	4	4,68	1,38
5	9,31	$1{,}34 \cdot 10^{-4}$	5	7,26	1,72
6	$1{,}10 \cdot 10^{0}$	1,96	6	$1{,}05 \cdot 10^{7}$	2,05
8	1,52	3,38	6,3	1,14	2,18
$1 \cdot 10^{-1}$	1,87	5,34	8	1,97	2,60
2	3,97	$2{,}01 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^{4}$	3,09	3,23
3	5,84	4,63	1,59	8,21	4,89
3,2	6,18	5,30	2	$1{,}37 \cdot 10^{8}$	5,82
$1 \cdot 10^{0}$	$2{,}14 \cdot 10$	$4{,}67 \cdot 10^{-2}$	3	2,95	8,58
3,2	7,63	$3{,}49 \cdot 10^{-1}$	4	5,68	$1{,}13 \cdot 10^{5}$
$1 \cdot 10$	$3{,}02 \cdot 10^{2}$	$3{,}31 \cdot 10^{0}$	$1 \cdot 10^{5}$	$3{,}82 \cdot 10^{9}$	2,62
3,2	$1{,}49 \cdot 10^{3}$	$2{,}18 \cdot 10$	1,59	8,59	4,68
4	2,08	3,08	2,5	9,55	$1{,}64 \cdot 10^{6}$
5	2,72	5,24	2,7	9,73	2,02
6	3,60	6,02	3,5	$1{,}85 \cdot 10^{10}$	2,33
8	5,50	9,35	4	2,54	2,53
$1 \cdot 10^{2}$	7,45	$1{,}34 \cdot 10^{2}$	5	4,34	2,91
2	$2{,}14 \cdot 10^{4}$	3,74	6,3	6,88	3,27
3	4,47	6,04			

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XIX

Caracteristicile comparative ale citorva metode de desprăfuire *

Denumirea aparatului	Costul aparatului, lei/1 000 m³ gaz (informativ)	Consum de energie electrică, kWh/1 000 m³ gaz
Filtru electric	3 300—4 500	0,3—0,5
Baterie de ciclon	800—1 000	0,55—0,85
Separator de praf cu jaluzele	300—340	0,4—0,7
Scruber centrifugal	600—800	0,4—0,65

* Zaloghin, N. G., Şuher, G. M., *Ocistka dimovih gazov*. Moskva, Gosenergoizdat, 1954.

Tabela XX

Dimensiunile principale ale decantoarelor cu funcţionare continuă

Diametrul, m	Înălţimea, m	Suprafaţa de sedimentare, m²	Durata unei rotaţii, min	Puterea electromotorului, kW	Mecanism de acţionare
5,0	2,5	19,6	2,8	1,0	Central
6,0	2,5	28,3	3,9	1,7	Idem
7,5	3,0	44,2	3,9	1,7	Idem
9,0	3,0	63,0	4,7	2,8	Idem
12,0	3,5	113,1	6,2	2,8	Idem
15,0	3,0	176,7	8,0	2,8	Idem
15,0	3,0	176,7	8	2,8	Periferic
18,0	3,6	254,5	10	2,8	Idem
24,0	3,6	452,4	12	4,5	Idem
30,0	3,6	707,0	16	4,5	Idem
50,0	4,5	1 963,0	26	7,0	Idem
75,0	6,0	4 418,0	39	10,0	Idem
100,0	7,0	7 854,0	52	14,0	Idem

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXI

Valorile constantelor c şi m pentru diferite tipuri de agitatoare (v. fig. VII)

Nr. curbei din fig. VII	Tipul agitatorului	Caracteristica geometrică			Valorile constantelor		Observaţii
		H_0/d	D/d	h/d	c	m	
1	Cu două palete	2	2	0,36	111,0	1,0	$Re < 20$
					14,35	0,31	$Re = 100 \div$
2	Cu două palete	3	3	0,33	6,8	0,2	$\div 5 \cdot 10^4$
3	Cu două palete, avînd paletele sub un unghi de 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
4	Cu patru palete	3	3	0,33	8,52	0,2	
5	Cu patru palete înclinate în sus cu 45°	3	3	0,33	5,05	0,2	
6	Cu patru palete înclinate în sus cu 60°	3	3	0,33	6,30	0,18	
7	Ancoră cu două palete	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
8	Ancoră cu patru palete	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	Forma paletei rotundă
9	Elice cu două palete, cu unghiul de înclinare de 22,5°	3	3	0,33	0,985	0,15	
10	Elice cu trei palete cu înclinaţia d	3,5	3,8	1	230	1,67	$Re < 30$
					4,63	0,35	$Re < 3 \cdot 10^3$
					1,190	0,15	$Re > 3 \cdot 10^3$
11	Turbină cu trei palete cu deschidere centrală de 37 mm	3	3	0,33	3,90	0,2	
12	Turbină cu şase palete cu aparat de dirijare	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

Tabela XXII

Tensiunea superficială a lichidelor (calculată în S.I. 1 dyn/cm = 10^{-3} J/m^2 = 10^{-3} kg/s^2

Lichidul	Temperatura, °C	Tensiunea superficială σ, dyn/cm	Formula relaţiei între σ şi temperatură
Azot lichid	−196	8,5	
Anilină	20	42,9	
Acetonă	0	26,2	
	20	23,7	
	40	21,2	
	60	18,6	
Benzen	0	31,6	$\sigma_t = \sigma_0 - 0{,}146\, t$
	30	27,6	
	60	23,7	

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXII (continuare)

Lichidul	Temperatura, °C	Tensiunea superficială σ, dyn/cm	Formula relaţiei între σ şi temperatură
Apă	0	75,6	
	20	72,8	
	60	66,2	
	100	58,9	
	130	52,8	
Oxigen lichid	−183	13,2	
Acid formic	17	37,5	
	80	30,8	
Ulei de măsline	20	32,0	
Ulei de parafină	25	26,4	
Sulfură de carbon	19	33,6	
	46	29,4	
Terebentină	15	27,3	
Alcool metilic	20	22,6	
Alcool propilic	20	23,8	
Alcool etilic	0	24,1	$\sigma_t = \sigma_0 - 0{,}092t$
	20	22,8	
	40	20,2	
	60	18,4	
Toluen	15	28,8	
Acid acetic	20	27,8	
Cloroform	10	28,5	
	60	21,7	
Tetraclorură de carbon	20	26,8	
Acetat de etil	20	23,9	
Eter etilic	20	17,0	$\sigma_t = \sigma_0 - 0{,}115t$

Tabela XXIII

Tensiunea superficială a soluţiilor apoase, în dyn/cm
(calculat în S.I. 1 dyn/cm = 10^{-3} J/m² = 10^{-3} kg/s²)

Substanţa dizolvată	Temperatura, °C	Concentraţia, % masă			
		5	10	20	50
H_2SO_4	18	—	74,1	75,2	77,3
HNO_3	20	—	72,7	71,1	65,4
NaOH	20	74,6	77,3	85,8	—
NaCl	18	74,0	75,5	—	—
Na_2SO_4	18	73,8	75,2	—	—
$NaNO_3$	30	72,1	72,8	74,4	79,8
KCl	18	73,6	74,8	77,3	—
KNO_3	18	73,0	73,6	75,0	—
K_2CO_3	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH_4OH	18	66,5	63,5	59,3	—
NH_4Cl	18	73,3	74,5	—	—
NH_4NO_3	100	59,2	60,1	61,6	67,5
$MgCl_2$	18	73,8	—	—	—
$CaCl_2$	18	73,7	—	—	—

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXIV

Gradul de negru ε pentru cîteva materiale

Aluminiu	0,05—0,07
Azbest	0,96
Apă	0,93
Gips	0,78—0,9
Cherestea	0,9
Fier (oţel) oxidat	0,74—0,96
Fier zincat	0,27
Zidărie de cărămidă	0,93
Lac	0,8 —0,98
Lac de aluminiu	0,4
Vopsea de ulei	0,78—0,96
Cupru	0,57—0,87
Plumb	0,28
Sticlă	0,94
Fontă rugoasă oxidată	0,96
Tencuială	0,93

Tabela XXV

Căldura specifică medie a cîtorva materiale solide între 0 şi 100 °C

Materialul	Căldura specifică c	
	$\frac{\text{kcal}}{\text{kgf.grd}}$	$\frac{\text{J}}{\text{kg.grd}} \cdot 10^{-3}$
Aluminiu	0,22	0,92
Azbest	0,2	0,84
Beton	0,27	1,13
Bronz	0,092	0,385
Viniplast	0,42	1,76
Argilă	0,22	0,92
Lemn (pin)	0,65	2,72
Fier	0,12	0,50
Piatră de var	0,22	0,92
Caolin	0,22	0,92
Cărbune de pămînt	0,31	1,30
Cuarţ	0,19	0,80
Cărămidă roşie	0,22	0,92
Cărămidă refractară	0,21—0,24	0,88—1,01
Cocs	0,2	0,84
Alamă	0,094	0,394
Ghiaţă	0,51	2,14
Piatră turnată	0,2	0,84
Magneziu	0,22	0,92
Cupru	0,092	0,385
Cretă	0,21	0,88
Naftalină	0,31	1,30
Parafină	0,65	2,72
Nisip uscat	0,19	0,80
Plută	0,4	1,68

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXV (continuare)

Materialul	Căldura specifică c	
	$\frac{kcal}{kgf.grd}$	$\frac{J}{kg.grd.} \cdot 10^{-3}$
Cauciuc	0,4	1,68
Plumb	0,031	0,13
Oţel	0,12	0,50
Sticlă	0,1—0,2	0,42—0,84
Textolit	0,35	1,47
Celuloză	0,37	1,55
Zinc	0,09	0,38
Fontă	0,12	0,50
Lînă	0,39	1,63
Zgură	0,18	0,75

Tabela XXV

Căldura specifică medie a cîtorva lichide (care lipsesc în fig. XI)

Lichidul	Căldura specifică c	
	$\frac{kcal}{kgf.grd}$	$\frac{J}{kg.grd.} \cdot 10^{-3}$
Azot lichid	0,48	2,01
Acid azotic	0,66	2,77
Amoniac	1,0	4,19
Benzină	0,44	1,84
Hexan	0,6	2,51
Petrol lampant	0,5	2,10
Oxigen lichid	0,4	1,68
Ulei de motoare	0,4	1,68
Nitrobenzen	0,33	1,38
Anhidridă sulfuroasă	0,32	1,34
Terebentină	0,42	1,76
Fenol	0,56	2,35

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXVII

Căldura molară a gazelor la $p = 1$ ata

Gazul	Temperatura, °C							
	0		100		300		600	
	$\frac{kcal}{kmol \cdot grd}$	$\frac{J}{kmol \cdot grd} 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kmol \cdot grd}$	$\frac{J}{kmol \cdot grd} 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kmol \cdot grd}$	$\frac{J}{kmol \cdot grd} 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kmol \cdot grd}$	$\frac{J}{kmol \cdot grd} 10^{-3}$
Azot, oxigen, aer, oxid de carbon	6,93	29,0	7,0	29,3	7,15	30,0	7,39	31,0
Amoniac	8,42	35,3	9,04	37,9	10,31	43,2	12,2	50,1
Hidrogen	6,94	29,1	6,98	29,3	7,08	29,7	7,26	30,4
Vapori de apă	8,36	35,0	8,46	35,5	8,75	36,7	9,37	39,3
Metan	8,52	35,7	9,47	39,7	11,40	47,8	14,28	59,8
Hidrogen sulfurat	8,18	34,3	8,54	35,8	9,26	38,8	10,34	43,3
Bioxid de carbon şi bioxid de sulf	9,2	38,6	9,8	41,1	10,91	45,7	12,96	54,3
Clor	8,66	36,3	8,69	36,4	8,75	36,7	8,84	37,0

Tabela XXVIII

Coeficienţii de conductivitate termică ai cîtorva materiale solide între 0 şi 100°C

Materialul	Masa specifică sau volumică (în vrac), kg/m³	Coeficientul de conductivitate termică	
		W/m·grd	kcal/m·h·grd
Azbest	600	0,151	0,13
Beton	2 300	1,28	1,1
Viniplast	1 380	0,163	0,14
Pîslă de lînă	300	0,047	0,04
Lemn (pin) perpendicular pe fibră	600	0,140—0,174	0,12—0,15
Lemn (pin) de-a lungul fibrei	600	0,384	0,33
Zidărie de cărămidă obişnuită	1 700	0,698—0,814	0,6—0,7
Zidărie de cărămidă refractară	1 840	1,05	0,9*
Zidărie de cărămidă izolantă	600	0,116—0,209	0,1—0,18
Vopsea pe bază de ulei	—	0,233	0,2
Gheaţă	920	2,33	2
Piatră turnată	3 000	0,698	0,6
Magnezie 85% praf	216	0,070	0,06
Crustă (piatră de cazan)	—	1,163—3,49	1—3
Rumeguş de lemn	230	0,070—0,093	0,06—0,08
Fenoplast	30	0,047	0,04
Nisip uscat	1 500	0,349—0,814	0,3—0,7
Praf de plută	160	0,047	0,04
Sovelit	450	0,098	0,084
Sticlă	2 500	0,698—0,814	0,6—0,7
Vată de sticlă	200	0,035—0,070	0,03—0,06
Textolit	1 380	0,244	0,21
Plăci de turbă	220	0,064	0,055
Faolit	1 730	0,419	0,36

* La temperatura 800—1100°C

Tabela XXVIII (continuare)

Materialul	Masa specifică sau volumică (în vrac), kg/m³	Coeficientul de conductivitate termică	
		W/m·grd	kcal/m·h·grd
Vată de zgură	250	0,076	0,065
Email	2 350	0,872—1,163	0,75—1,0
Metale			
Aluminiu	2 700	203,5	175
Bronz	8 000	64,0	55
Alamă	8 500	93,0	80
Cupru	8 800	384	330
Plumb	11 400	34,9	30
Oțel	7 850	46,5	40
Oțel inoxidabil	7 900	17,5	15
Fontă	7 500	46,5—93,0	40—80

Tabela XXIX

Coeficienții de conductivitate termică ai soluțiilor apoase

Substanța dizolvată	Concentrația, % masă	Temperatura, °C	Coeficientul de conductivitate termică	
			$\frac{W}{m \cdot grd}$	$\frac{kcal}{m \cdot h \cdot grd}$
NH_3	26	18	0,45	0,39
$BaCl_2$	21	32	0,58	0,5
KBr	40	32	0,50	0,43
KOH	21	32	0,58	0,5
	42	32	0,55	0,47
K_2SO_4	10	32	0,60	0,52
KCl	15	32	0,58	0,5
	30	32	0,56	0,48
$MgSO_4$	22	32	0,59	0,51
$MgCl_2$	11	32	0,58	0,5
	29	32	0,52	0,45
$CuSO_4$	18	32	0,58	0,5
NaBr	20	32	0,57	0,49
	40	32	0,54	0,46
Na_2CO_3	10	32	0,58	0,5
NaCl	12,5	32	0,58	0,5
	25	32	0,48	0,41
H_2SO_4	30	32	0,52	0,45
	60	32	0,44	0,38
	90	32	0,35	0,3
HCl	12,5	32	0,52	0,45
	25	32	0,48	0,41
	38	32	0,44	0,38
CH_3COOH	50	25	0,36	0,31
$CH_3 \cdot CH_2OH$	10	12	0,52	0,45
	30	12	0,42	0,36
	50	13	0,32	0,27
	70	14	0,24	0,21
	90	15	0,19	0,16

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXX

Coeficienţii de conductivitate termică ai gazelor la $p = 1$ ata, în kcal/m.h. grd. (calculat în S.I. 1 kcal/m . h . grd = 1,163 W/m . grd.)

Gazul	Temperatura °C			
	0	50	100	200
Azot	0,02	0,023	0,027	0,033
Amoniac	0,018	0,022	0,027	—
Hidrogen	0,14	0,16	0,19	0,22
Vapori de apă	0,014	0,017	0,021	0,028
Aer	0,021	0,024	0,028	0,034
Oxigen	0,021	0,025	0,028	0,035
Metan	0,026	0,031	0,040	—
Oxid de carbon	0,019	0,021	—	—
Bioxid de carbon	0,012	0,016	0,02	0,027
Etan	0,015	0,02	0,027	—
Etilenă	0,014	0,018	0,023	—

Tabela XXXI

Valorile medii ale conductivităţii termice la pereţii impurificaţi în kcal/m².h. grd [4-9] (calculate în SI 1 kcal/m². h . grd = 1,16 W/m². grd)

Purtătorul de căldură sau impurităţea	Conductivitatea termică a pereţilor impurificaţi $\frac{1}{r_{impur.}}$
Purtători de căldură:	
Apă impurificată	1 200—1 600*
Apă de calitate medie	1 600—2 500*
Apă de calitate bună	2 500—5 000*
Apă purificată	2 500—5 000*
Apă distilată	10 000
Produse petroliere curate, uleiuri, vapori de agent frigorific	2 500
Produse petroliere brute	1 000
Lichide organice, saramuri, agenţi frigorifici lichizi	5 000
Abur (cu ulei)	5 000
Vapori organici	10 000
Impurităţi (cu grosimea stratului de 0,5 mm)	
Gips	1 200
Sulfat feros	1 000
Var	2 400
Cocs	1 400
Gheaţă	4 000
Ulei (grosimea stratului de 0,1 mm)	1 200
Piatră de cazan	3 000
Rugină	2 000
Fier sulfuros	12 000
Clorură de calciu	1 200
Clorură de sodiu	6 000

* Pentru apă, valorile mai mici ale conductivităţii termice a impurităţilor corespund la temperaturi mult mai înalte.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXXII

Căldura de vaporizare a cîtorva lichide (în kcal/kgf) (calculată în SI: 1 kcal/kgf = 4,19 kJ/kg)

Lichidul	Temperatura, °C				
	0	20	60	100	140
Amoniac	302	284	—	—	—
Anilină	—	—	—	—	104 (la 184°C)
Acetonă	135	132	124	113	—
Benzen	107	104	97,5	90,5	82,6
Alcool butilic	168	164	156	146	134
Apă	595	584	563	539	513
Bioxid de carbon	56,1	37,1	—	—	—
Alcool izopropilic	185	179	167	152	133
Alcool metilic	286	280	265	242	213
Nitrobenzen	—	—	—	—	79,2 (la 211°C)
Alcool propilic	194	189	178	163	142
Sulfură de carbon	89,4	87,6	82,2	75,5	67,4
Toluen	99	97,3	92,8	88	82,1
Acid acetic	—	—	—	97 (la 118°C)	94,4
Freon 12	37	34,6	31,6	—	—
Clor	63,6	60,4	53	42,2	17
Clorbenzen	89,7	88,2	84,6	80,7	76,5
Cloroform	64,8	62,8	59,1	55,2	—
Tetraclorură de carbon	52,1	51	48,2	44,3	40,1
Acetat de etil	102	98,2	92,1	84,9	75,7
Alcool etilic	220	218	210	194	170
Eter etilic	92,5	87,5	77,9	67,4	54,5

Tabela XXXIII

Coeficienții de dilatare volumică ai apei în grd^{-1})

t, °C	$\beta \cdot 10^5$	t, °C	$\beta \cdot 10^5$	t, °C	$\beta \cdot 10^5$	t, °C	$\beta \cdot 10^5$
5	1,5	40	39	80	64	120	85
10	9	50	46	90	70	140	97
20	21	60	52	100	75	160	110
30	30	70	58				

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXXIV

Coeficienţii de dilatare volumică ai lichidelor (în grd.$^{-1}$) la ~ 20°C

Lichidul	$\beta \cdot 10^5$	Lichidul	$\beta \cdot 10^5$
Anilină	85	Soluţie NaCl, 26%	44
Benzină	125	Acid sulfuric	57
Benzen	124	Sulfură de carbon	121
Glicerină	53	Terebentină	94
Petrol lampant	100	Alcool amilic	93
m-Xilen	101	Alcool metilic	122
Ulei de măsline	70	Alcool etilic	110
Ulei de parafină	90	Toluen	109
Pentan	159	Acid acetic	107
Soluţie $CaCl_2$, 6%	25	Cloroform	126
Soluţie $CaCl_2$, 41%	46	Eter etilic	163

Tabela XXXV

Numărul de ţevi de pe o placă tubulară dispuse hexagonal sau pe cercuri concentrice (v. fig. II şi III)

Numărul hexagoanelor sau al cercurilor	Repartiţia în formă de hexagon							Repartiţia pe cercuri	
	Numărul ţevilor pe diagonala hexagonului	Numărul total de ţevi, exclusiv segmentele	Numărul ţevilor			Numărul ţevilor în toate segmentele	Numărul total de ţevi în aparat	Numărul ţevilor pe cercul exterior	Numărul total al ţevilor
			în rîndul 1 al segmentului	în rîndul 2 al segmentului	în rîndul 3 al segmentului				
1	3	7	—	—	—	—	7	6	7
2	5	19	—	—	—	—	19	12	19
3	7	37	—	—	—	—	37	18	37
4	9	61	—	—	—	—	61	25	62
5	11	91	—	—	—	—	91	31	93
6	13	127	—	—	—	—	127	37	130
7	15	169	3	—	—	18	187	43	173
8	17	217	4	—	—	24	241	50	223
9	19	271	5	—	—	30	301	56	279
10	21	331	6	—	—	36	367	62	341
11	23	397	7	—	—	42	439	69	410
12	25	469	8	—	—	48	517	75	485
13	27	547	9	2	—	66	613	81	566
14	29	631	10	5	—	90	721	87	653
15	31	721	11	6	—	102	823	94	747
16	33	817	12	7	—	114	931	100	847
17	35	919	13	8	—	126	1 045	106	953
18	37	1 027	14	9	—	138	1 165	113	1 066
19	39	1 141	15	12	—	162	1 303	119	1 185
20	41	1 261	16	13	4	198	1 459	125	1 310
21	43	1 387	17	14	7	228	1 615	131	1 441
22	45	1 519	18	15	8	246	1 765	138	1 579
23	47	1 657	19	16	9	264	1 921	144	1 723

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXXVI

Concentrațiile (în % masă) ale cîtorva soluții apoase, care fierb la presiunea atmosferică la diferite temperaturi

Substanța dizolvată	Temperatura °C de fierbere									
	101	102	103	104	105	107	110	115	120	125
$CaCl_2$	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83	45,80
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,65	31,97	36,51	40,23
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	—	—	—	—
K_2CO_3	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04	60,40
KNO_3	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	—	—
$MgCl_2$	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07	36,02
$MgSO_4$	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	—	—	—	—
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77	37,58
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	—	—	—	—
$NaNO_3$	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94	—
Na_2SO_4	15,26	24,81	30,73	—	—	—	—	—	—	—
Na_2CO_3	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	—	—	—	—	—
$CuSO_4$	26,95	39,98	40,83	44,47	—	—	—	—	—	—
$ZnSO_4$	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	—	—	—	—	—
NH_4NO_3	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26	77,11
NH_4Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	—	—
$(NH_4)_2SO_4$	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	—	—	—	—

Substanța dizolvată	Temperatura °C de fierbere								
	140	160	180	200	220	240	260	280	300
$CaCl_2$	57,89	68,94	75,85	—	—	—	—	—	—
KOH	48,05	54,89	60,41	64,91	68,73	72,46	75,76	78,95	81,63
KCl	—	—	—	—	—	—	—	—	—
K_2CO_3	—	—	—	—	—	—	—	—	—
KNO_3	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$MgCl_2$	38,61	—	—	—	—	—	—	—	—
$MgSO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NaOH	48,32	60,13	69,97	77,53	84,03	88,89	93,02	95,92	98,47
NaCl	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$NaNO_3$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na_2SO_4	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Na_2CO_3	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$CuSO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$ZnSO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—
NH_4NO_3	87,09	93,20	96,00	97,61	98,84	—	—	—	—
NH_4Cl	—	—	—	—	—	—	—	—	—
$(NH_4)_2SO_4$	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXXVII

Căldura de dizolvare q a cîtorva săruri în apă (1 kmol sare în n kmol apă)

Formula sării	Masa moleculară	q		n
		$\frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$	$\frac{\text{J}}{\text{kmol}} \cdot 10^{-3}$	
NaCl	58,5	+ 1 180	+ 4 944	100
Na_2SO_4	142	− 460	− 1 927	400
$Na_2SO_4 \cdot 10\ H_2O$	322	+18 760	+ 78 600	400
$NaNO_3$	85	+ 5 030	+ 21 080	200
$K_2CO_3 \cdot 1{,}5\ H_2O$	165	+ 380	+ 1 590	400
KCl	74,6	+ 4 190	+17 560	100
KNO_3	101	+ 8 520	+35 700	200
$KOH \cdot 2\ H_2O$	92	+ 30	+ 126	170 + 30
$(NH_4)_2SO_4$	132	+ 2 370	+ 9 930	400
$CaCl_2 \cdot 6\ H_2O$	219	+ 4 310	+18 060	400
$MgCl_2 \cdot 6\ H_2O$	203	− 2 950	−12 360	400

Notă: Semnul (+) arată dizolvarea cu absorbție de căldură, semnul (—) cu degajare de căldură.

Tabela XXXVIII

Presiunea vaporilor saturați de apă la temperaturi de la −20 la 100°C calculată în S.I.: (1 mm Hg = 133,3 N/m²)

t, °C	P, mm Hg	t, °C	P mm Hg	t, °C	P, mm Hg	t, °C	P, mm Hg	t, °C	P, mm Hg
−20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
11	1,780	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
8	2,321	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,0
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
−1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,20	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,33	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XXXIX

Proprietăţile fizice ale apei la presiunea atmosferică

t, °C	ρ' kg/m³	i'		c_p		$\lambda \cdot 10^3$		$a \cdot 10^7$ m²/s	$a \cdot 10^4$ m²/h	$\mu \cdot 10^6$		$\nu \cdot 10^6$ m²/s	$\beta \cdot 10^4$, grd.$^{-1}$	$\sigma \cdot 10^4$		Pr.
		$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kgf.grd} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf.grd}$	$\frac{W}{m.grd}$	$\frac{kcal}{m.h.grd}$			$\frac{N.s}{m^2}$	$\frac{kgf.s}{m^2}$			$\frac{kg}{s^2}$	$\frac{kgf}{m}$	
0	1 000	0	0	4,23	1,01	65,1	47,4	1,31	4,71	1 790	182	1,79	−0,63	756	77,1	13,7
10	1 000	41,9	10,0	4,19	1,00	57,5	49,4	1,37	4,94	1 310	133	1,31	+0,70	762	75,6	9,52
20	998	83,8	20,0	4,19	0,999	59,9	51,5	1,43	5,16	1 000	102	1,01	1,82	727	74,1	7,02
30	996	126	30,0	4,18	0,997	61,8	53,1	1,49	5,35	804	82	0,81	3,21	712	72,6	5,42
40	992	168	40,0	4,18	0,997	63,4	54,5	1,53	5,51	657	67	0,66	3,87	697	71,0	4,31
50	988	210	50,0	4,18	0,997	64,8	55,7	1,57	5,65	549	56,0	0,556	4,49	677	69,0	3,54
60	983	251	60,0	4,18	0,998	65,9	56,7	1,61	5,78	470	47,9	0,478	5,11	662	67,5	2,98
70	978	293	70,0	4,19	1,00	66,8	57,4	1,63	5,87	406	41,4	0,415	5,70	643	65,5	2,55
80	972	335	80,0	4,19	1,00	67,5	58,0	1,66	5,96	355	36,2	0,365	6,32	626	63,8	2,21
90	965	377	90,0	4,19	1,00	68,0	58,5	1,68	6,03	315	32,1	0,326	6,95	607	61,9	1,95

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XL

Temperatura medie şi umiditatea relativă a aerului atmosferic în diferite localităţi ale Republicii Socialiste România

Denumirea localităţii	Ianuarie		Iulie	
	t, °C	φ %	t, °C	φ %
Alba Iulia	−3,3	86	20,5	66
Alexandria	−3,2	87	22,7	61
Arad	−1,1	83	21,4	58
Baia Mare	−2,4	84	19,9	67
Bacău	−4,3	81	20,8	60
Bistriţa	−4,4	81	19,1	71
Braşov	−3,9	80	17,8	65
Brăila	−2,3	82	23,1	58
Bucureşti-Filaret	−2,8	85	22,9	56
Bucureşti-Băneasa	−3,3	87	22,3	57
Buzău	−2,4	80	22,5	59
Calafat	−1,5	84	23,4	60
Călăraşi	−2,0	86	23,1	61
Cluj	−4,4	85	18,9	65
Cîmpulung	−2,8	78	18,4	66
Constanţa	−0,3	88	22,2	74
Craiova	−2,5	83	22,7	58
Deva	−2,2	86	20,5	68
Fălticeni	−4,3	78	18,9	66
Galaţi	−3,1	85	22,6	61
Huşi	−3,5	79	21,3	59
Iaşi	−3,6	81	21,3	62
Jimbolia	−1,5	88	21,4	60
Lugoj	−1,0	85	21,4	65
Mangalia	−0,2	89	21,8	76
Oradea	−1,5	86	21,2	65
Ploieşti	−2,1	83	22,0	61
Piteşti	−2,4	76	20,8	62
Piatra Neamţ	−3,3	72	19,5	62
Roman	−4,9	80	19,9	64
Rîmnicul Sărat	−2,8	78	22,1	60
Rîmnicul Vîlcea	−2,4	74	21,3	59
Sibiu	−3,8	85	19,6	68
Sulina	−0,6	87	22,4	72
Timişoara	−1,2	86	21,6	62
Tg. Jiu	−2,5	82	21,6	62
Tg. Mureş	−4,3	82	19,4	70
Tg. Oena	−2,7	67	20,0	59
Tîrgovişte	−2,3	84	21,0	66
Tulcea	−1,5	84	22,9	57
Turnu Severin	−0,9	82	23,1	59
Vaslui	−4,2	84	21,0	58

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XLI

Compozițiile la echilibru ale lichidului și vaporilor pentru cîteva sisteme binare la $P = 1$ ata

Alcool metilic-apă			Cloroform-benzen		
t, °C	% mol. alcool metilic		t, °C	% mol. cloroform	
	în lichid	în vapori		în lichid	în vapori
96,4	2	13,4	79,8	8	10
93,5	4	23,0	79,0	15	20
91,2	6	30,4	78,2	22	30
87,7	10	41,8	77,3	29	40
81,7	20	57,9	76,4	36	50
78,0	30	66,5	75,3	44	60
75,3	40	72,9	74,0	54	70
73,1	50	77,9	71,9	66	80
71,2	60	82,5	68,9	79	90
69,3	70	87,0			
67,5	80	91,5			
66,0	90	95,8			

Apă-acid acetic			Azot-oxigen		
t, °C	% mol. apă		t, °C	% mol. azot	
	în lichid	în vapori		în lichid	în vapori
115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
102,1	70	79,5	83	40,5	70,1
101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
			80	66,6	88,0
			79	78,4	93,2
			78	91,9	97,8

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XLII

Valorile constantei K pentru soluțiile apoase ale cîtorva gaze (în tabelă sînt date valorile $K \cdot 10^{-6}$ în mm · Hg) (calculate în SI : 1 mm Hg = 0,1333 kN/m² = 133,3 N/m²)

Gazul	Temperatura, °C					
	0	5	10	15	20	25
Hidrogen	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7
Azot	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7
Aer	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7
Oxid de carbon	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44
Oxigen	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3
Metan	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4
Etan	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23
Etilenă	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67
Bioxid de carbon	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24
Acetilenă	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01
Clor	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454
Hidrogen sulfurat	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414
Brom	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056
Bioxid de sulf	0,0125	0,0152	0,0184	0,022	0,0266	0,031
Acid clorhidric gazos	0,00185	0,00191	0,00197	0,00203	0,00209	0,00215
Amoniac	0,00156	0,00168	0,0018	0,00193	0,00208	0,00223

Gazul	Temperatura, °C				
	30	40	60	80	100
Hidrogen	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Azot	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Aer	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Oxid de carbon	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Oxigen	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Metan	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Etan	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Etilenă	9,62	—	—	—	—
Bioxid de carbon	1,41	1,77	2,59	—	—
Acetilenă	1,11	—	—	—	—
Clor	0,502	0,6	0,731	0,73	—
Hidrogen sulfurat	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Brom	0,0688	0,101	0,191	0,307	—
Bioxid de sulf	0,0364	0,0495	0,0839	0,128	—
Acid clorhidric gazos	0,0022	0,00227	0,00224	—	—
Amoniac	0,00241	—	—	—	—

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XLIII

Coeficienții de difuziune ai gazelor și vaporilor în aer la $T_0 = 273$ °K și $p_0 = 1$ ata

Substanța	D_0		Substanța	D_0	
	$m^2/s \cdot 10^6$	m^2/h		$m^2/s \cdot 10^6$	m^2/h
Oxigen	17,8	0,064	Benzen	7,7	0,0277
Azot	13,2	0,0475	Alcool metilic	13,3	0,0478
Hidrogen	61,1	0,22	Eter etilic	10,2	0,0367
Bioxid de carbon	13,8	0,0497	Sulfură de carbon	8,9	0,0321
Bioxid de sulf	10,3	0,037	Eter etilic	7,8	0,028
Amoniac	17,0	0,0612	Acid clorhidric	13,0	0,0467
Vapori de apă	21,9	0,079	Anhidridă sulfurică	9,4	0,034

Observație. La alte temperaturi și presiuni:

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2}.$$

Tabela XLIV

Coeficienții de difuziune ai citorva gaze în apă la 20°C.

Gazul	$D_{20°}$		Gazul	$D_{20°}$	
	$m^2/s \cdot 10^9$	$m^2/h \cdot 10^6$		$m^2/s \cdot 10^9$	$m^2/h \cdot 10^6$
Bioxid de carbon, protoxid de azot	1,8	6,4	Hidrogen Azot	5,3 1,9	1,9 6,9
Clor, hidrogen sulfurat	1,6	5,8	Oxigen	2,1	7,5
Acid clorhidric (la 12°C)	2,3	8,3	Amoniac	1,8	6,6

Observație — La alte temperaturi:

$$D_t = D_{20°}[1 + 0{,}02(t - 20)].$$

Tabela XLV

Proprietățile fizice ale vaporilor saturați de amoniac (calculate în SI: 1 at = $9{,}81 \cdot 10^4$ N/m²)

Temperatura, °C	Presiunea, ata	Volumul specific		Densitatea		Căldura de vaporizare $r = i'' - i'$	
		lichid v' l/kg	vapori v'' m³/kg	lichid ρ' kg/l	vapori ρ'' kg/m³	$\frac{\text{kcal}}{\text{kgf}}$	$\frac{\text{J}}{\text{kg}} \cdot 10^{-3}$
−50	0,4168	1,4245	2,6170	0,7020	0,382	337,97	1 416
−45	0,5562	1,4367	2,0015	0,6960	0,500	334,68	1 402
−40	0,7318	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	331,34	1 388
−35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	327,95	1 374
−30	1,219	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	324,49	1 360
−25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	320,94	1 345
−20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	317,29	1 329
−15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	313,53	1 314
−10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	309,64	1 297
5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	305,64	1 281
0	4,379	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	301,52	1 263
+5	5,259	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	297,26	1 246
+10	6,271	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	292,84	1 227
+15	7,431	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	288,27	1 210
+20	8,741	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	283,55	1 188
+25	10,225	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	278,66	1 168
+30	11,895	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	273,59	1 146
+35	13,765	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	268,32	1 124
+44	15,850	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	262,85	1 101
+50	18,165	1,7504	0,0726	0,5713	13,774	257,18	1 078
+50	20,727	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	251,29	1 053

Tabela XLVI

Proprietățile fizice ale vaporilor saturați de difluor-diclor-metan (freon -12) (calculate în SI: 1 at = $9{,}81 \cdot 10^4$ N/m²)

Temperatura, °C	Presiunea (absolută), ata	Densitatea,		Căldura de vaporizare,	
		lichid, kg/l	vapori kg/m³	$\frac{\text{kcal}}{\text{kgf}}$	$\frac{\text{J}}{\text{kg}} \cdot 10^{-3}$
+40	9,78	1,25	53,1	31,6	132,4
+30	7,59	1,29	41,2	33,1	138,7
+25	6,63	1,31	36,1	33,9	142,0
+20	5,79	1,33	31,5	34,6	145,0
+10	4,32	1,36	23,8	35,8	150,0
0	3,15	1,39	17,7	37,0	155,0
−10	2,24	1,43	12,8	38,1	160,0
−15	1,86	1,44	10,8	38,6	161,7
−20	1,54	1,46	9,04	39,1	163,8
−25	1,26	1,47	7,52	39,5	165,5
−30	1,03	1,49	6,2	40,0	167,6
−35	0,824	1,5	5,07	40,4	169,3
−40	0,655	1,52	4,1	40,8	171,0
−50	0,399	1,54	2,6	41,7	175,0
−60	0,231	1,57	1,56	42,5	178,0
−70	0,125	1,6	0,888	43,4	182,0
−80	0,063	1,63	0,47	44,2	185,0

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XLVII

Proprietățile fizice ale soluției de clorură de sodiu în temperaturi joase (calculate în SI: 1 kgf . s/m² = 9,81 N.s/m²; 1 kcal/m . h . grd = 1,16 W/m . grd).

Densitatea la 15°C, kg/l	Conținutul de sare în soluție, % masă	Temperatura de înghețare, °C	Viscozitatea, $\mu \cdot 10^4$ kgf.s/m²					Conductivitatea termică λ, kcal/m·h·grd.		
			0°C	—5°C	—10°C	—15°C	—20°C	0°C	—10°C	—20°C
1,0	0,1	0,0	1,80	—	—	—	—	0,500	—	—
1,01	1,5	—0,9	1,82	—	—	—	—	0,497	—	—
1,02	2,9	—1,8	1,84	—	—	—	—	0,495	—	—
1,03	4,3	—2,6	1,86	—	—	—	—	0,493	—	—
1,04	5,6	—3,5	1,88	—	—	—	—	0,491	—	—
1,05	7,0	—4,4	1,91	—	—	—	—	0,489	—	—
1,06	8,3	—5,4	1,95	2,35	—	—	—	0,487	—	—
1,07	9,6	—6,4	2,00	2,42	—	—	—	0,485	—	—
1,08	11,0	—7,5	2,06	2,49	—	—	—	0,482	—	—
1,09	12,3	—8,6	2,12	2,57	—	—	—	0,480	—	—
1,10	13,6	—9,8	2,19	2,66	—	—	—	0,478	—	—
1,11	14,9	—11,0	2,28	2,77	3,41	—	—	0,476	0,446	—
1,12	16,2	—12,2	2,37	2,89	3,56	—	—	0,474	0,444	—
1,13	17,5	—13,6	2,48	3,03	3,75	—	—	0,472	0,442	—
1,14	18,8	—15,1	2,61	3,18	3,95	4,87	—	0,470	0,440	—
1,15	20,0	—16,6	2,74	3,34	4,16	5,11	—	0,468	0,438	—
1,16	21,2	—18,2	2,88	3,51	4,39	5,38	—	0,466	0,436	—
1,17	22,4	—20,0	3,02	3,71	4,65	5,69	7,00	0,465	0,435	0,410
1,175	23,1	—21,2	3,10	3,82	4,80	5,86	7,18	0,464	0,434	0,409
1,18	23,7	—17,2	3,20	3,93	4,96	6,05	—	0,463	0,433	—
1,19	24,9	— 9,5	3,36	4,15	—	—	—	0,461	—	—
1,20	26,1	— 1,7	3,54	—	—	—	—	0,459	—	—
1,203	26,3	0,0	3,57	—	—	—	—	0,459	—	—

Tabela XLVIII

Scanned with OKEN Scanner

Proprietățile fizice ale soluției de clorură de calciu la temperaturi joase (calculate în SI:
1 kgf.s/m² = 9,81 N . s/m²; 1 kcal/m . h . grd = 1,16 W/m . grd).

Densitatea la 15°C, kg/l	Conținutul de sare în soluție, % masă.	Temperatura de înghețare, °C	Viscozitatea $\mu \cdot 10^4$ kgf·s/m²				Conductivitatea termică λ, kcal/m.h.grd			
			0°C	—10°C	—20°C	—30°C	0°C	—10°C	—20°C	—30°C
1,00	0,1	0,0	1,81	—	—	—	0,500	—	—	—
1,05	5,9	—3,0	2,02	—	—	—	0,488	—	—	—
1,10	11,5	—7,1	2,34	—	—	—	0,475	—	—	—
1,15	16,8	—12,7	2,82	4,45	—	—	0,460	0,433	—	—
1,16	17,8	—14,2	2,93	4,60	—	—	0,456	0,430	—	—
1,17	18,9	—15,7	3,05	4,76	—	—	0,452	0,427	—	—
1,18	19,9	—17,4	3,18	4,94	—	—	0,448	0,424	—	—
1,19	20,9	—19,2	3,34	5,17	—	—	0,444	0,421	—	—
1,20	21,9	—21,2	3,51	5,43	8,78	—	0,440	0,418	0,400	—
1,21	22,8	—23,3	3,69	5,72	9,19	—	0,436	0,416	0,398	—
1,22	23,8	—25,7	3,89	6,04	9,66	—	0,432	0,413	0,395	—
1,23	24,7	—28,3	4,10	6,39	10,19	—	0,428	0,410	0,393	—
1,24	25,7	—31,2	4,34	6,81	10,77	15,1	0,424	0,407	0,391	0,376
1,25	26,6	—34,6	4,61	7,22	11,39	16,2	0,420	0,404	0,389	0,375
1,26	27,5	—38,6	4,90	7,67	12,08	17,5	0,416	0,401	0,386	0,374
1,27	28,4	—43,6	5,22	8,18	12,94	19,2	0,412	0,398	0,384	0,373
1,28	29,4	—50,1	5,60	8,80	14,06	21,7	0,408	0,395	0,382	0,372
1,286	29,9	—55,0	5,80	9,22	14,67	23,0	0,406	0,393	0,381	0,371
1,29	30,3	—50,6	6,00	9,51	15,25	24,3	0,404	0,392	0,380	0,370
1,30	31,2	—41,6	6,46	10,25	16,50	27,1	0,400	0,389	0,377	0,369
1,31	32,1	—33,9	6,96	11,08	17,97	31,3	0,396	0,386	0,375	0,368
1,32	33,0	—27,1	7,53	11,96	19,56	—	0,393	0,382	0,373	—
1,33	33,9	—21,2	8,17	12,97	21,40	—	0,389	0,379	0,371	—
1,34	34,7	—15,6	8,82	14,08	—	—	0,385	0,376	—	—
1,35	35,6	—10,2	9,50	15,48	—	—	0,381	0,372	—	—
1,36	36,4	—5,1	10,28	—	—	—	0,378	—	—	—
1,37	37,3	0,0	11,13	—	—	—	0,374	—	—	—

Scanned with OKEN Scanner

Tabela XLIX

Căldura specifică a soluțiilor de clorură de sodiu și clorură de calciu, în kcal/kgf . grd
(calculată în SI: 1 kcal/kgf . grd = 4,19 kJ/kg · grd)

Densitatea la 15°C, kg/l	Clorură de sodiu			Densitatea la 15°C, kg/l	Clorură de calciu			
	0°C	—10°C	—20°C		0°C	—10°C	—20°C	—30°C
				1,10	0,836	—	—	—
1,01	0,973	—	—	1,11	0,822	—	—	—
1,02	0,956	—	—	1,12	0,808	—	—	—
1,03	0,941	—	—	1,13	0,795	0,789	—	—
1,04	0,927	—	—	1,14	0,782	0,776	—	—
1,05	0,914	—	—	1,15	0,770	0,764	—	—
1,06	0,901	—	—	1,16	0,758	0,753	—	—
1,07	0,889	—	—	1,17	0,747	0,742	—	—
1,08	0,878	—	—	1,18	0,737	0,731	—	—
1,09	0,867	—	—	1,19	0,727	0,721	—	—
1,10	0,857	0,855	—	1,20	0,717	0,711	0,705	—
1,11	0,848	0,845	—	1,21	0,708	0,702	0,696	—
1,12	0,839	0,836	—	1,22	0,700	0,694	0,688	—
1,13	0,830	0,828	—	1,23	0,692	0,686	0,680	—
1,14	0,822	0,819	—	1,24	0,685	0,679	0,673	0,667
1,15	0,814	0,811	—	1,25	0,678	0,672	0,666	0,660
1,16	0,806	0,803	—	1,26	0,671	0,665	0,659	0,653
1,17	0,798	0,796	0,793	1,27	0,664	0,658	0,652	0,646
1,175	0,795	0,793	0,790	1,28	0,658	0,652	0,646	0,640
1,203	0,776	—	—	1,286	0,654	0,648	0,642	0,636
				1,37	0,604	—	—	—

Tabela L

Proprietățile fizice ale cîtorva substanțe organice (calculate în SI: 1 mm Hg = 133,3 N/m²

Substanța	Formula	Masa moleculară	Densitatea lichidului, kg/m³	Temperatura de fierbere, °C	Presiunea vaporilor saturați la 20°C, mm Hg
Acetonă	CH_3COCH_3	58,08	810	56	186
Benzină	—	—	690—760	70—120	—
Benzen	C_6H_6	78,11	900	80,2	75
Dicloretan	$CH_2Cl\text{-}CH_2Cl$	98,97	1 250	83,7	65
Acetat izopropilic	$CH_3COOC_5H_{11}$	130,18	870	142,5	6
Xilol	$C_6H_4(CH_3)_2$	106,16	860	136—145	10
Acetat de metil	CH_3COOCH_3	74,08	930	57,5	170
n-Acetat de propil	$CH_3COOC_3H_7$	102,13	890	101,6	25
Sulfură de carbon	CS_2	76,13	1 290	46,3	298
Terebentină	$C_{10}H_{16}$	136,1	850—880	155—190	4
Alcool *n*-butilic	C_4H_9OH	74,12	810	117,7	4,7
Alcool izoamilic	$C_5H_{11}OH$	88,15	810	132	2,2
Alcool izobutilic	C_4H_9OH	74,12	800	108	8,8

Scanned with OKEN Scanner

Tabela L (continuare)

Substanţa	Formula	Masa moleculară	Densitatea lichidului, kg/m³	Temperatura de fierbere, °C	Presiunea vaporilor saturaţi la 20°C mm Hg
Alcool izopropilic	C_3H_7OH	60,09	785	82,4	32,4
Alcool metilic	CH_3OH	32,04	800	64,7	95,7
Alcool *n*-propilic	C_3H_7OH	60,09	800	97,2	14,5
Alcool etilic	C_2H_5OH	46,07	790	78,3	44
Toluen	$C_6H_5CH_3$	92,13	870	110,8	22,3
Tetraclorură de carbon	CCl_4	153,84	1 630	76,7	90,7
Cloroform	$CHCl_3$	119,38	1 530	61,2	160
Acetat de etil	$CH_3COOC_2H_5$	88,10	900	77,15	73
Eter etilic	$C_2H_5OC_2H_5$	74,12	710	34,5	442

Tabela LI

Căldura de adsorbţie pe cărbune a cîtorva substanţe organice (calculată în SI: 1 kcal/kmol = $= 4{,}19 \cdot 10^3$ J/kmol; 1 kcal/kgf = $4{,}19 \cdot 10^3$ J/kg)

Substanţa	Formula	Căldura de adsorbţie			
		$\frac{J}{kmol} \cdot 10^{-3}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kmol}$	$\frac{kcal}{kg}$
Benzină	—	50 280	628,5	12 000	150,0
Benzen	C_6H_6	61 590	789,8	14 700	188,5
sec-Clorbutil	$CH_3CHClC_2H_5$	60 340	652,4	14 400	155,7
n-Clorbutil	$CH_3(CH_2)_3Cl$	65 360	706,4	15 600	168,6
terţ-Clorbutil	$(CH_3)_3CCl$	56 980	615,9	13 600	147,0
Diclormetan	CH_2Cl_2	51 960	611,3	12 400	145,9
Clorură de izopropil	$CH_3CHClCH_3$	54 890	699,3	13 100	166,9
Metan	CH_4	18 860	1 230	4 500	281,5
Clorură de metil	CH_3Cl	38 550	763,4	9 200	182,2
n-Clorpropil	$CH_3(CH_2)_2Cl$	61 170	779,3	14 600	186,0
Sulfură de carbon	CS_2	52 380	689,3	12 500	164,5
Alcool metilic	CH_3OH	54 890	1 715	13 100	409,4
Alcool propilic	C_3H_7OH	68 720	1 145	16 400	273,3
Alcool etilic	C_2H_5OH	62 850	1 366	15 000	326,1
Tetraclorură de carbon	CCl_4	64 110	415,2	15 300	99,1
Cloroform	$CHCl_3$	60 760	508,2	14 500	121,3
Brometil	C_2H_5Br	58 240	534,6	13 900	127,6
Iodetil	C_2H_5J	58 660	376,3	14 000	89,8
Cloretil	C_2H_5Cl	50 280	779,3	12 000	186,0
Formiat de etil	$HCOOC_2H_5$	60 760	820,8	14 500	195,9
Eter etilic	$(C_2H_5)_2O$	64 950	877,8	15 500	209,5

Observaţie — Căldurile de adsorbţie sînt date pentru adsorbţia a 1 kmol vapori în 500 kg cărbune la 0°C (exceptînd benzina, pentru care nu se indică raportul dintre cantităţile de substanţă şi cărbune).

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LII

Gradul de îndepărtare a substanței extrase la prelucrare consecutivă cu cantități egale de solvent proaspăt

Raportul curenților a	Numărul spălărilor							
	1		2		3		4	
	Gradul de extragere % masă	Volumul total al solventului	Gradul de extragere % masă	Volumul total al solventului	Gradul de extragere % masă	Volumul total al solventului	Gradul de extragere % masă	Volumul total al solventului
1	50,00	1	75,00	2	87,50	3	93,75	4
2	66,67	2	88,89	4	96,30	6	98,76	8
3	75,00	3	93,75	6	98,44	9	99,61	12
4	80,00	4	96,00	8	99,20	12	99,84	16
5	83,33	5	97,22	10	99,54	15	99,92	20
6	85,71	6	97,96	12	99,71	18	99,96	24
7	87,50	7	98,44	14	99,81	21	99,98	28
8	88,89	8	98,76	16	99,86	24	99,98	32
9	90,00	9	99,00	18	99,90	27	99,99	36
10	90,90	10	99,17	20	99,92	30	99,99	40

Tabela LIII

Gradul de îndepărtare a substanței extrase la prelucrarea materialului solid în contracurent

Raportul curenților, a	Numărul treptelor de extracție, n_c					
	1	2	3	4	5	6
1	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71
2	66,67	85,71	93,00	96,77	98,42	99,21
3	75,00	92,31	97,50	99,17	99,73	99,91
4	80,00	95,24	98,82	99,71	99,93	—
5	83,33	96,77	99,36	99,87	99,97	—
6	85,71	97,67	99,61	99,94	—	—
7	87,50	98,24	99,75	99,96	—	—
8	88,89	98,63	99,83	99,98	—	—
9	90,00	98,90	99,88	99,99	—	—
10	90,90	99,10	99,91	—	—	—

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LIV

Proprietățile vaporilor de apă saturați în funcție de temperatură
(calculate în SI: 1 at = 9,81 . 10⁴ N/m²)

Temperatura, °C	Presiunea absolută, ata	Volumul specific, m³/kg	Densitatea, kg/m³	Entalpia				Căldura de vaporizare	
				lichid		vapori			
				$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$
0	0,0062	206,5	0,00484	0	0	2 493,1	595,0	2 493,1	595,0
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	5,0	2 502,7	597,3	2 481,7	592,3
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	10,0	2 512,3	599,6	2 470,4	589,6
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	15,0	2 522,4	602,0	2 459,5	587,0
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	20,0	2 532,0	604,3	2 448,2	584,3
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	25,0	2 541,7	606,6	2 436,9	581,6
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	30,0	2 551,3	608,9	2 425,6	578,9
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	35,0	2 561,0	611,2	2 414,3	576,2
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	40,0	2 570,6	613,5	2 403,0	573,5
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	45,0	2 579,8	615,7	2 391,3	570,7
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	50,0	2 589,5	618,0	2 380,0	568,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	55,0	2 598,7	620,2	2 368,2	565,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	60,0	2 608,3	622,5	2 356,9	562,5
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	65,0	2 617,5	624,7	2 345,2	559,7
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	70,0	2 626,3	626,8	2 333,0	556,8
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	75,0	2 636	629,0	2 321	554,0
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	80,0	2 644	631,1	2 310	551,2
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	85,0	2 653	633,2	2 297	548,2
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	90,0	2 662	635,3	2 285	545,3
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	95,0	2 671	637,4	2 273	542,4
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	100,0	2 679	639,4	2 260	539,4
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	105,1	2 687	641,3	2 248	536,3
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	110,1	2 696	643,3	2 234	533,1
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	115,2	2 704	645,2	2 221	530,0
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	120,3	2 711	647,0	2 207	526,7
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	125,4	2 718	648,8	2 194	523,5
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	130,5	2 726	650,6	2 179	520,1
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	135,6	2 733	652,3	2 165	516,7
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	140,7	2 740	653,9	2 150	513,2
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	145,9	2 747	655,5	2 125	509,6
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	151,0	2 753	657,0	2 120	506,0
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	156,2	2 765	659,9	2 089	498,5
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	171,8	2 776	662,4	2 056	490,6
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	182,3	2 785	664,6	2 021	482,3
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	192,9	2 792	666,4	1 984	473,5
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	203,5	2 798	667,7	1 945	464,2
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	214,3	2 801	668,6	19 004	454,4
220	23,66	0,0862	11,600	943,2	225,1	2 803	669,0	1 860	443,9
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	236,1	2 802	668,8	1 813	432,7
240	34,13	0,05967	16,76	1 035	247,1	2 799	668,0	1 763	420,8
250	40,55	0,04998	20,01	1 082	258,3	2 792	666,4	1 710	408,1
260	47,85	0,04199	23,82	1 130	269,6	2 783	664,2	1 653	394,5
270	56,11	0,03538	28,27	1 178	281,1	2 770	661,2	1 593	380,1
280	65,42	0,02988	33,47	1 226	292,7	2 754	657,3	1 528	364,6
290	75,88	0,02525	39,60	1 275	304,4	2 734	652,6	1 459	348,1
300	87,6	0,02131	46,93	1 327	316,6	2 710	646,8	1 384	330,2

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LIV (continuare)

Temperatura, °C	Presiunea absolută, ata	Volumul specific m³/kg	Densitatea, kg/m³	Entalpia				Căldura de vaporizare	
				lichid		vapori			
				$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$
310	100,7	0,01799	55,59	1 380	329,3	2 682	640,1	1 302	310,8
320	115,2	0,01516	65,95	1 437	343,0	2 650	632,5	1 213	289,5
330	131,3	0,01273	78,53	1 498	357,5	2 613	623,5	1 117	266,0
340	149,0	0,01064	93,98	1 564	373,3	2 571	613,5	1 009	240,2
350	168,6	0,00884	113,2	1 638	390,8	2 519	601,1	881,2	210,3
360	190,3	0,00716	139,6	1 730	413,0	2 444	583,4	713,6	170,3
370	214,5	0,00585	171,0	1 890	451,0	2 304	549,8	411,5	98,2
374	225	0,00310	322,6	2 100	501,1	2 100	501,1	0	0

Tabela LV

Proprietățile vaporilor de apă saturați în funcție de presiune
(calculate în SI: 1 at = 9,81 . 10⁴ N/m²)

Presiunea absolută, ata	Temperatura, °C	Volumul specific, m³/kg	Densitatea, kg/m³	Entalpia				Căldura de vaporizare	
				lichid		vapori			
				$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	6,6	2 506	598,0	2 478	591,4
0,015	12,7	89,64	0,01116	53,2	12,7	2 518	600,9	2 465	588,2
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	17,1	2 526	602,9	2 455	585,8
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	20,7	2 533	604,6	2 447	583,9
0,03	23,7	46,53	0,02149	99,3	23,7	2 539	606,0	2 440	582,3
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	28,6	2 548	608,2	2 429	579,6
0,05	32,5	28,73	0,03481	136,2	32,5	2 556	610,0	2 420	577,5
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	35,8	2 562	611,5	2 413	575,8
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	41,1	2 573	614,0	2 400	572,8
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	45,4	2 581	615,9	2 390	570,5
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	49,0	2 588	617,6	2 382	568,5
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	53,6	2 596	619,6	2 372	566,0
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	59,7	2 607	622,3	2 358	562,7
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	68,7	2 620	626,3	2 336	557,6
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	75,4	2 632	629,2	2 320	553,8
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	80,9	2 642	631,5	2 307	550,6
0,60	85,5	2,785	0,3590	358,2	85,5	2 650	633,4	2 296	548,0
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	89,5	2 657	635,1	2 286	545,6

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LV (continuare)

Presiunea absolută, ata	Temperatura, °C	Volumul specific, m³/kg	Densitatea, kg/m³	Entalpia				Căldura de vaporizare	
				lichid		vapori			
				$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	$\frac{kcal}{kgf}$
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	93,0	2 663	636,5	2 278	543,6
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	96,2	2 668	637,8	2 270	541,7
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	99,1	2 677	639,0	2 264	539,9
2,0	104,2	1,457	0,6865	437,0	104,3	2 686	641,1	2 249	536,7
1,2	108,7	1,261	0,7931	456,3	108,9	2 693	642,8	2 237	533,9
1,4	112,7	1,113	0,898	473,1	112,9	2 703	644,3	2 227	531,4
0,8	116,3	0,997	1,003	483,6	116,6	2 709	645,7	2 217	529,1
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	119,9	2 710	646,9	2 208	527,0
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	133,4	2 730	651,6	2 171	518,1
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	143,7	2 744	654,9	2 141	511,1
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	152,2	2 754	657,3	2 117	505,2
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	159,4	2 768	659,3	2 095	499,9
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	165,7	2 769	660,9	2 075	495,2
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	171,4	2 776	662,3	2 057	490,9
9,0	174,5	0,2195	4,556	740,0	176,6	2 780	663,4	2 040	486,8
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	181,3	2 784	664,4	2 024	483,1
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	185,7	2 787	665,2	2 009	479,5
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	189,8	2 790	665,9	1 995	476,1
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	193,6	2 793	666,6	1 984	472,8
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	197,3	2 795	667,0	1 968	469,7
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	200,7	2 796	667,4	1 956	466,7
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	204,0	2 798	667,8	1 943	463,8
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	207,1	2 799	668,1	1 931	460,9
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	210,1	2 800	668,3	1 920	458,2
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	213,0	2 801	668,5	1 909	455,5
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	215,8	2 802	668,7	1 898	452,9
30	232,8	0,06802	14,70	1 002	239,1	2 801	668,6	1 800	429,5
40	249,2	0,05069	19,73	1 079	257,4	2 793	666,6	1 715	409,2
50	262,7	0,04007	24,96	1 143	272,7	2 780	663,4	1 637	390,7
60	274,3	0,03289	30,41	1 199	286,1	2 763	659,5	1 565	373,5
70	284,5	0,02769	36,12	1 249	298,0	2 746	655,3	1 497	357,3
80	293,6	0,02374	42,13	1 294	308,8	2 726	650,6	1 432	341,8
90	301,9	0,02064	48,45	1 337	319,0	2 705	645,6	1 369	326,7
100	309,5	0,01815	55,11	1 377	328,7	2 684	640,5	1 306	311,8
120	323,1	0,01437	69,60	1 455	347,3	2 638	629,7	1 183	282,4
140	335,0	0,01164	85,91	1 531	365,3	2 592	618,6	1 061	253,3
160	345,7	0,00956	104,6	1 606	383,4	2 540	606,3	934	222,8
180	355,4	0,00782	128,0	1 684	401,9	2 483	592,6	799	190,7
200	364,2	0,00614	162,9	1 783	425,6	2 400	572,8	617	147,3
225	374,0	0,00310	322,6	2 100	501,1	2 100	501,1	0	0

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LVI

Transformarea unităţilor de măsură dintr-un sistem în altul

Denumirea unităţii de măsură	Unităţi de măsură în sistemul SI	Relaţiile între unităţile sistemului SI şi unităţile de măsură cele mai des întîlnite în literatură ale altor sisteme
Lungime	m	$1\ \mu = 10^{-6}$ m ; 1 Å $= 10^{-10}$ m 1 ft = 0,3048 m ; 1 in $= 25{,}4 \cdot 10^{-3}$ m
Masă	kg	1 t = 1 000 kg ; 1 q = 100 kg 1 lb = 0,454 kg
Temperatură	°K	t°C = (t + 273,15) °K $t°F = \left[\frac{5}{9}(t-32) + 273{,}15\right]$ °K
Unghi plan	rad.	$1° = \frac{\pi}{180}$ rad. ; $1' = \frac{\pi}{10\,800}$ rad. 1 rot. $= 2\pi$ rad. $\approx 6{,}28$ rad.
Greutate (forţă de greutate)	N	1 kgf = 9,81 N 1 tf = 9 810 N 1 din $= 10^{-5}$ N ; 1 sten $= 10^{-3}$ N 1 lbf = 4,45 N
Greutatea specifică	N/m³	1 kgf/m³ $\approx$ 9,81 N/m³ 1 kgf/dm³ = 1 000 kgf/m³ = 9 810 N/m³
Coeficient de viscozitate dinamică	N · s/m²	1 poise = 1 din · s/cm² = 0,1 N · s/m² $1\ \text{centipoise} = \frac{1}{9\,810}\frac{\text{kgf}\cdot\text{s}}{\text{m}^2} = 10^{-3}\frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}$ $1\ \frac{\text{lbf}\cdot\text{s}}{\text{ft}^2} = 47{,}88\ \frac{\text{N}\cdot\text{s}}{\text{m}^2}$
Coeficient de viscozitate cinematică	m²/s	1 stokes = 1 cm²/s $= 10^{-4}$ m²/s 1 ft²/s = 0,093 m²/s ; 1 ft²/h = 25,81 m²/s
Presiune	N/m²	1 bar $= 10^5$ N/m² = 100 kN/m² 1 mbar = 100 N/m² ; 1 din/cm² = 1 mbar = 0,1 N/m² 1 kgf/cm² = 1 at $\approx 9{,}81 \cdot 10^4$ N/m² 1 atm* = 101 325 N/m² $= 10{,}1 \cdot 10^4$ N/m² 1 kgf/m² $\approx$ 9,81 N/m² 1 mm H_2O = 9,80665 N/m² $\approx$ 9,81 N/m² 1 mm Hg = 133,3 N/m² 1 lbf/in² = 6894,76 N/m² ; 1 lbf/ft² = 47,88 N/m²
Coeficient de difuziune	m²/s	1 ft²/s = 0,0929 m²/s
Putere	W	1 kgf · m/s $\approx$ 9,81 J/s = 9,81 W 1 erg/s $= 10^{-7}$ W ; 1 kcal· /h = 1,163 W 1 lbf. ft/s = 1,356 W
Tensiune superficială	J/m² sau N/m	1 kgf/m = 9,81 kg/s² = 9,81 J/m² 1 erg/cm² = 1 din/cm $= 10^{-3}$ J/m² = 1 mJ/m²

* Atmosfera tehnică se notează cu at, iar atmosfera fizică atm.

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LVI (continuare)

Denumirea unității de măsură	Unități de măsură în sistemul SI	Relațiile între unitățile sistemului SI și unitățile de măsură cele mai des întîlnite în literatură ale altor sisteme
Volum	m^3	1 l = 1,000028 $dm^3 \approx 10^{-3}$ m^3 1 $ft^3 \approx 28{,}3$ $dm^3 \approx 2{,}83 \cdot 10^{-2}$ m^3 1 $in^3 = 16{,}387$ $cm^3 \approx 16{,}39 \cdot 10^{-6} m^3$
Volum specific	m^3/kg	1 $m^3/t = 10^{-3}$ m^3/kg; 1 dm^3/kg = 1 cm^3/g = $= 10^{-3} m^3/kg$
Densitate	kg/m^3	1 t^3/m = 1 kg/dm^3 = 1 $g/cm^3 = 10^3$ kg/m^3 1 $kgf \cdot s^2/m \approx 9{,}81$ kg/m^3 1 $lb/ft^3 \approx 16{,}02$ kg/m^3; 1 $lb/in^3 \approx 27{,}68 \cdot 10^3$ kg/m^3
Încărcarea termică	W/m^2	1 $kcal/m^2 \cdot h = 1{,}163$ W/m^2; 1 $kcal/cm^2 \cdot s$ = $= 4{,}1868 \cdot 10^8$ W/m^2
Suprafață	m^2	1 $ft^2 = 0{,}0929$ m^2; 1 $in^2 = 6{,}451 \cdot 10^{-4} m^2$
Lucru mecanic, energie, cantitate de căldură	J	1 $kgf \cdot m \approx 9{,}81$ J; 1 erg = 10^{-7} J = 0,1 mJ 1 $kW \cdot h = 3{,}6 \cdot 10^6$ J 1 kcal · = $4{,}1868 \cdot 10^3$ J $\approx 4{,}19$ kJ 1 $lbf \cdot ft = 1{,}356$ J; 1 $lbf \cdot in = 0{,}113$ J 1 BTU = 1055,1 J
Debit de masă	kg/s	1 lb/s = 0,454 kg/s; 1 lb/h = $1{,}26 \cdot 10^{-4}$ kg/s
Debit volumetric	m^3/s	1 l/min. = $16{,}67 \cdot 10^{-6} m^3/s$ 1 $ft^3/s = 28{,}3 \cdot 10^{-3}$ m^3/s; 1 $in^3/s = 16{,}4 \cdot 10^{-6} m^3/s$
Viteză liniară	m/s	1 ft/s = 0,3048 m/s
Viteză unghiulară	rad/s	1 rot/min. = $\frac{\pi}{30}$ rad/s; 1 rot./s = 2π rad/s
Căldură specifică	J/kg grd.	1 kcal/kg · grd = 4,19 kJ/kg · grd 1 erg · /g · grd = 10^{-4} J/kg · grd 1 BTU/lb · deg F $\approx 4{,}19$ kJ/kg · grd
Coeficient de transfer de căldură	$W/m^2 \cdot grd$	1 kcal · $/m^2 \cdot h \cdot grd \approx 1{,}163$ W/m^2 grd 1 $BTU/ft^2 \cdot h \cdot deg$ F = 5,6 W/m^2 grd
Coeficient de conductivitate termică	$W/m \cdot grd$	1 kcal/m · h · grd = 1,163 W/m · grd 1 BTU/ft · h · deg F = 1,73 W/m · grd
Căldură specifică	J/kg	1 kcal/kg = 1 cal /g = 4 186,8 J/kg $\approx$ 4,19 kJ/kg 1 BTU/lb = 2 326 J/kg
Accelerația liniară	m/s^2	1 $in/s^2 = 25{,}4 \cdot 10^{-3}$ m/s^2 1 $ft/s^2 = 0{,}3048$ m/s^2
Frecvență	Hz	1 Hz = 1 s^{-1}; 1 rot./s = 1 Hz 1 rot/min = $\frac{1}{60}$ Hz
Entalpie	J/kg	1 kcal/kg = 1 cal·/g = 4 186,8 J/kg $\approx$ 4,19 kJ/kg 1 BTU/lb = 2 326 J/kg
Entropie	$J/kg \cdot grd$	1 kcal/kg · grd K = 4 186,8 J/kg · grd K $\approx$ $\approx$ 4,19 kJ/kg · grd K 1 BTU/lb · deg F = 4 186,8 J/kg · grd K $\approx$ $\approx$ 4,19 kJ/kg · grd K·

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LVII

Logaritmii zecimali (mantisele)

N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	∞	0 000	3 010	4 771	6 020	6 990	7 782	8 451	9 031	9 542
10	0 000	0 043	0 086	0 128	0 170	0 212	0 253	0 294	0 334	0 374
11	0 414	0 453	0 492	0 531	0 569	0 607	0 645	0 682	0 719	0 755
12	0 792	0 828	0 864	0 899	0 934	0 969	1 004	1 038	1 072	1 106
13	1 139	1 173	1 206	1 239	1 271	1 303	1 335	1 367	1 399	1 430
14	1 461	1 492	1 523	1 553	1 584	1 614	1 644	1 673	1 703	1 732
15	1 761	1 790	1 818	1 847	1 875	1 903	1 931	1 959	1 987	2 014
16	2 041	2 068	2 095	2 122	2 148	2 175	2 201	2 227	2 253	2 279
17	2 304	2 330	2 355	2 380	2 405	2 430	2 455	2 480	2 504	2 529
18	2 553	2 577	2 601	2 625	2 648	2 672	2 695	2 718	2 742	2 765
19	2 788	2 810	2 833	2 856	2 878	2 900	2 923	2 945	2 967	2 989
20	3 010	3 032	3 054	3 075	3 096	3 118	3 139	3 160	3 181	3 201
21	3 222	3 243	3 263	3 284	3 304	2 324	3 345	3 365	3 385	3 404
22	3 424	3 444	3 464	3 483	3 502	3 522	3 541	3 560	3 576	3 598
23	3 617	3 636	3 655	3 674	3 692	3 711	3 729	3 747	3 766	3 784
24	3 802	3 820	3 838	3 856	3 874	3 892	3 909	3 927	3 945	3 962
25	3 979	3 997	4 014	4 031	4 048	4 065	4 082	4 099	4 116	4 133
26	4 150	4 166	4 183	4 200	4 216	4 232	4 249	4 265	4 281	4 298
27	4 314	4 330	4 346	4 362	4 378	4 393	4 409	4 425	4 440	4 456
28	4 472	4 487	4 502	4 518	4 533	4 548	4 564	4 579	4 594	4 609
29	4 624	4 639	4 654	4 669	4 683	4 698	4 713	4 728	4 742	4 757
30	4 771	4 786	4 800	4 814	4 829	4 843	4 857	4 871	4 886	4 900
31	4 914	4 928	4 942	4 955	4 969	4 983	4 997	5 011	5 024	5 038
32	5 051	5 065	5 079	5 092	5 105	5 119	5 132	5 145	5 159	5 172
33	5 185	5 198	5 211	5 224	5 237	5 250	5 263	5 276	5 289	5 302
34	5 315	5 328	5 340	5 353	5 366	5 378	5 391	5 403	5 416	5 428
35	5 441	5 453	5 465	5 478	5 490	5 502	5 514	5 527	5 539	5 551
36	5 563	5 575	5 587	5 599	5 611	5 623	5 635	5 647	5 658	5 670
37	5 682	5 694	5 705	5 717	5 729	5 740	5 752	5 763	5 775	5 786
38	5 798	5 809	5 821	5 332	5 843	5 855	5 866	5 877	5 888	5 899
39	5 911	5 922	5 933	5 944	5 955	5 966	5 977	5 988	5 999	6 010
40	6 021	6 031	6 042	6 053	6 064	6 075	6 085	6 096	6 107	6 117
41	6 128	6 138	6 149	6 160	6 170	6 180	6 191	6 201	6 212	6 222
42	6 232	6 243	6 253	6 263	6 274	6 284	6 294	6 304	6 314	6 325
43	6 335	6 345	6 355	6 365	6 375	6 385	6 395	6 405	6 415	6 425
44	6 435	6 444	6 454	6 464	6 474	6 484	6 493	6 503	6 513	6 522
45	6 532	6 542	6 551	6 561	6 571	6 580	6 590	6 599	6 609	6 618
46	6 628	6 637	6 646	6 656	6 665	6 675	6 684	6 693	6 702	6 712
47	6 721	6 730	6 739	6 749	6 758	6 767	6 776	6 785	6 794	6 803
48	6 812	6 821	6 830	6 839	6 848	6 857	6 866	6 875	6 884	6 893
49	6 902	6 911	6 920	6 928	6 937	6 946	6 955	6 964	6 972	6 981
50	6 990	6 998	7 007	7 016	7 024	7 033	7 042	7 050	7 059	7 067
51	7 076	7 084	7 093	7 101	7 110	7 118	7 126	7 135	7 143	7 152
52	7 160	7 168	7 177	7 185	7 193	7 202	7 210	7 218	7 226	7 235
53	7 243	7 251	7 259	7 267	7 275	7 284	7 292	7 300	7 308	7 316
54	7 324	7 332	7 340	7 348	7 356	7 364	7 372	7 380	7 388	7 396

Scanned with OKEN Scanner

Tabela LVII (continuare)

N	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
55	7 404	7 412	7 419	7 427	7 435	7 443	7 451	7 459	7 466	7 474
56	7 482	7 490	7 497	7 505	7 513	7 520	7 528	7 536	7 543	7 551
57	7 559	7 566	7 574	7 582	7 589	7 597	7 604	7 612	7 619	7 627
58	7 634	7 642	7 649	7 657	7 664	7 672	7 679	7 686	7 694	7 701
59	7 709	7 716	7 723	7 731	7 738	7 745	7 752	7 760	7 767	7 774
60	7 782	7 789	7 796	7 803	7 810	7 818	7 825	7 832	7 839	7 846
61	7 853	7 860	7 868	7 875	7 882	7 889	7 896	7 903	7 910	7 917
62	7 924	7 931	7 938	7 945	7 952	7 959	7 966	7 973	7 980	7 987
63	7 993	8 000	8 007	8 014	8 021	8 028	8 035	8 041	8 048	8 055
64	8 062	8 069	8 075	8 082	8 089	8 096	8 102	8 109	8 116	8 112
65	8 129	8 136	8 142	8 149	8 156	8 162	8 169	8 176	8 182	8 189
66	8 195	8 202	8 209	8 215	8 222	8 228	8 235	8 241	8 248	8 254
67	8 261	8 267	8 274	8 280	8 287	8 293	8 299	8 306	8 312	8 319
68	8 325	8 331	8 338	8 344	8 351	8 357	8 363	8 370	8 376	8 382
69	8 388	8 395	8 401	8 407	8 414	8 420	8 426	8 432	8 439	8 445
70	8 451	8 457	8 463	8 470	8 476	8 482	8 488	8 494	8 500	8 506
71	8 513	8 519	8 525	8 531	8 537	8 543	8 549	8 555	8 561	8 567
72	8 573	8 579	8 585	8 591	8 597	8 603	8 609	8 615	8 621	8 627
73	8 633	8 639	8 645	8 651	8 657	8 663	8 669	8 675	8 681	8 686
74	8 692	8 698	8 704	8 710	8 716	8 722	8 727	8 733	8 739	8 745
75	8 751	8 756	8 762	8 768	8 774	8 779	8 785	8 791	8 797	8 802
76	8 808	8 814	8 820	8 825	8 831	8 837	8 842	8 848	8 854	8 859
77	8 865	8 871	8 876	8 882	8 887	8 893	8 899	8 904	8 910	8 915
78	8 921	8 927	8 932	8 938	8 943	8 949	8 954	8 960	8 965	8 971
79	8 976	8 982	8 987	8 993	8 998	9 004	9 009	9 015	9 020	9 025
80	9 031	9 036	9 042	9 047	9 053	9 058	9 063	9 069	9 074	9 079
81	9 085	9 090	9 096	9 101	9 106	8 112	9 117	9 122	9 128	9 133
82	9 138	9 143	9 149	9 154	9 159	9 165	9 170	9 175	9 180	9 186
83	9 191	9 196	9 201	9 206	9 212	9 217	9 222	9 227	9 232	9 238
84	9 243	9 248	9 253	9 258	9 263	9 269	9 274	9 279	9 284	9 289
85	9 294	9 299	9 304	9 309	9 315	9 320	9 325	9 330	9 335	9 340
86	9 345	9 350	9 355	9 360	9 365	9 370	9 375	9 380	9 385	9 390
87	9 395	9 400	9 405	9 410	9 415	9 420	9 425	9 430	9 435	9 440
88	9 445	9 450	9 455	9 460	9 465	9 469	9 474	9 479	9 484	9 489
89	9 494	9 499	9 504	9 509	9 513	9 518	9 523	9 528	9 533	9 538
90	9 542	9 547	9 552	9 557	9 562	9 566	9 571	9 576	9 581	9 586
91	9 590	9 595	9 600	9 605	9 609	9 614	9 619	9 624	9 628	9 633
92	9 638	9 643	9 647	9 652	9 657	9 661	9 666	9 671	9 675	9 680
93	9 685	9 689	9 694	9 699	9 703	9 708	9 713	9 717	9 722	9 727
94	9 731	9 736	9 741	9 745	9 750	9 754	9 759	9 763	9 768	9 773
95	9 777	9 782	9 786	9 791	9 795	9 800	9 805	9 809	9 814	9 818
96	9 823	9 827	9 832	9 836	9 841	9 845	9 850	9 854	9 859	9 863
97	9 868	9 872	9 877	9 881	9 886	9 890	9 894	9 899	9 903	9 908
98	9 912	9 917	9 921	9 926	9 930	9 394	9 939	9 943	9 948	9 952
99	9 956	9 961	9 965	9 969	9 974	9 978	9 983	9 987	9 991	9 996

Scanned with OKEN Scanner

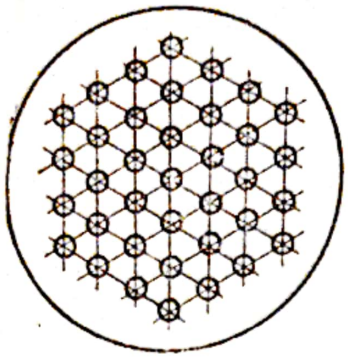


Fig. II. Dispunerea ţevilor în formă de hexagon.

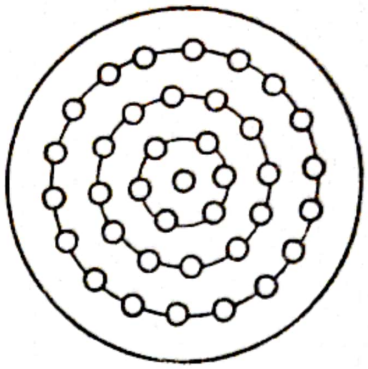


Fig. III. Dispunerea ţevilor pe cercuri concentrice.

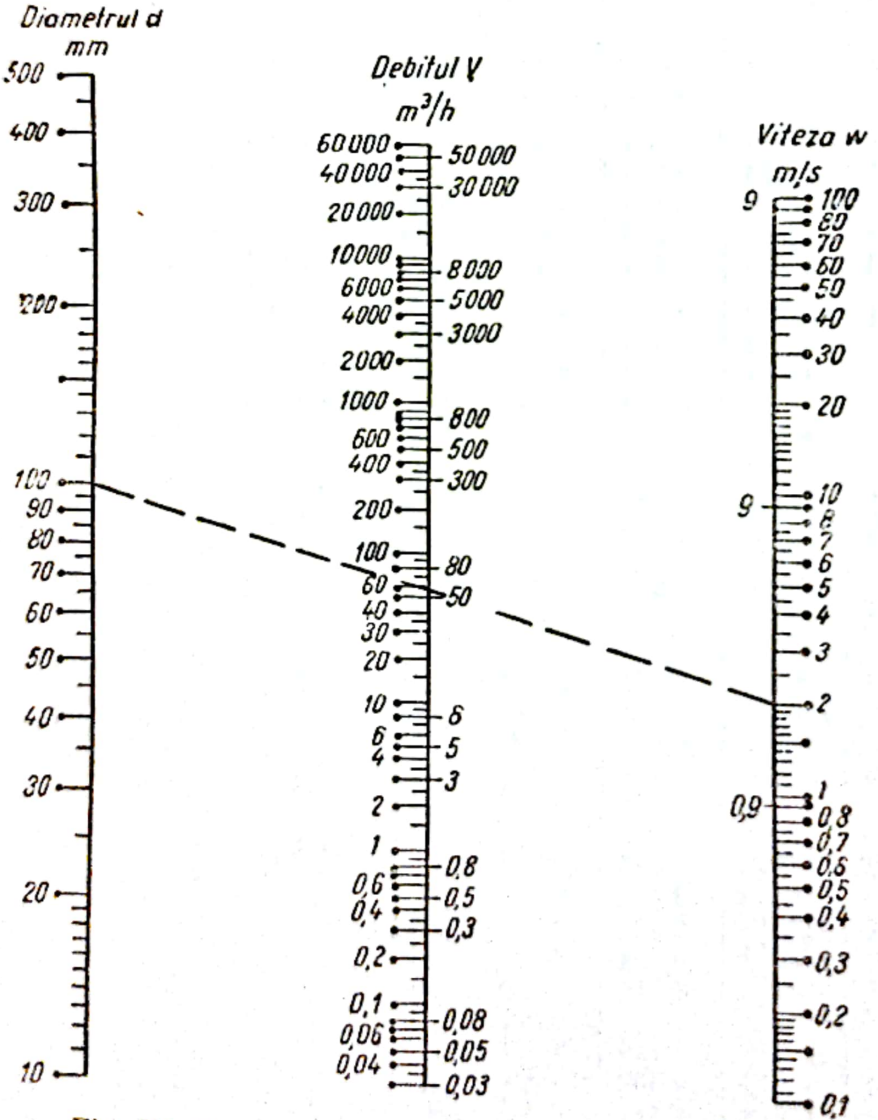


Fig. IV. Nomograma pentru calculul conductelor.

Scanned with OKEN Scanner

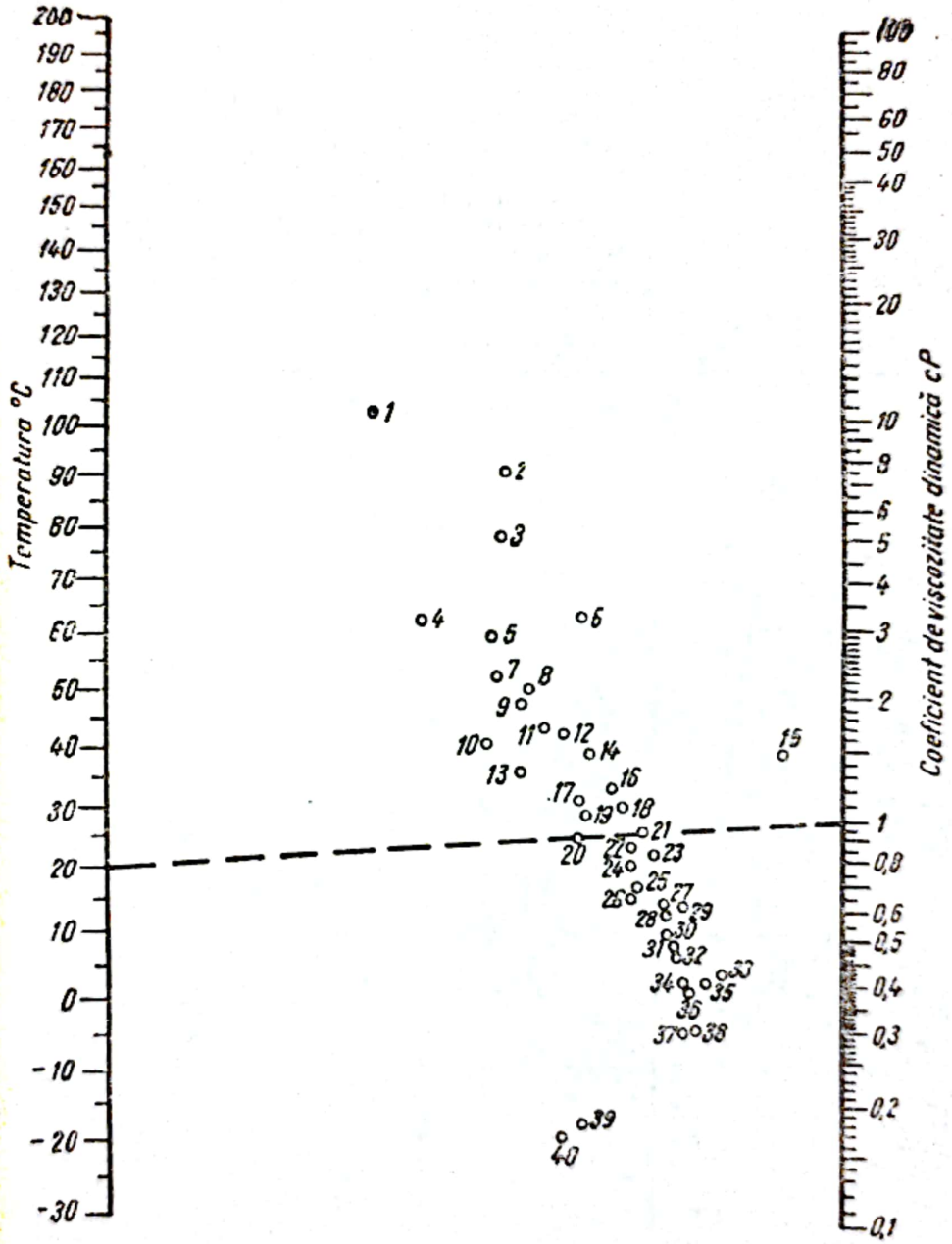


Fig. V. Nomogramă pentru determinarea viscozităţii lichidelor :

(La fig. V)

Substanța	Nr. punctului	Substanța	Nr. punctului	Substanța	Nr. punctului
Alcool amilic	17	Alcool metilic, 90%	24	Acid acetic, 100%	18
Amoniac	39	Alcool metilic, 30%	13	Acid acetic, 70%	12
Anilină	8	Naftalină	9	Fenol	5
Acetonă	34	Nitrobenzen	14	Clorbenzen	22
Benzen	25	Octan	28	Cloroform	29
Alcool butilic	11	Pentan	38	Tetraclorură de carbon.	21
Apă	20	Mercur	15	Acetat de etil ..	30
n-Hexan	36	Acid sulfuric, 111% ..	2	Etilenglicol	4
Heptan	31	Acid sulfuric, 98% ..	3	Cloretilenă	23
Glicerină, 100%	1	Acid sulfuric, 60% ..	6	Alcool etilic, 100%	19
Glicerină, 50%	7	Bioxid de sulf	35	Alcool etilic, 40%	10
Bioxid de carbon	40	Sulfură de carbon ..	33	Eter	37
Acetat de metil	32	Terebentină	16		
Alcool metilic, 100%	26	Toluen.....	27		

Calculat în SI: $1cP = 1 \cdot 10^{-3} N \cdot s/m^2$

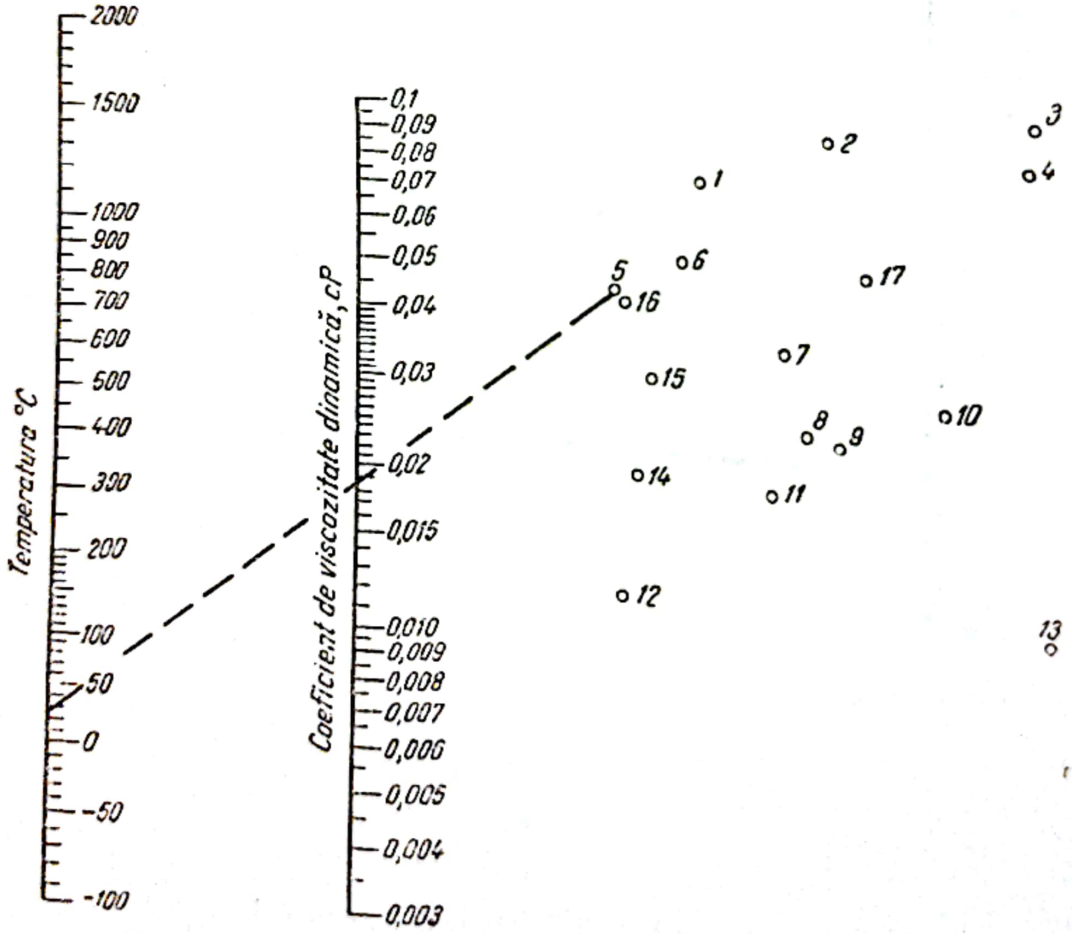


Fig. VI. Nomogramă pentru determinarea viscozității gazelor:

1 — O_2; *2* — NO; *3* — CO_2; *4* — HCl; *5* — aer; *6* — N_2; *7* — SO_2; *8* — CH_4; *9* — H_2O; *10* — NH_3; *11* — C_2H_6; *12* — H_2; *13* — C_6H_6; *14* — $9H_2 + N_2$; *15* — $3H_2 + N_2$; *16* — CO; *17* — Cl_2

Calculat în SI: $1cP = 1 \cdot 10^{-3}$ N · s/m².

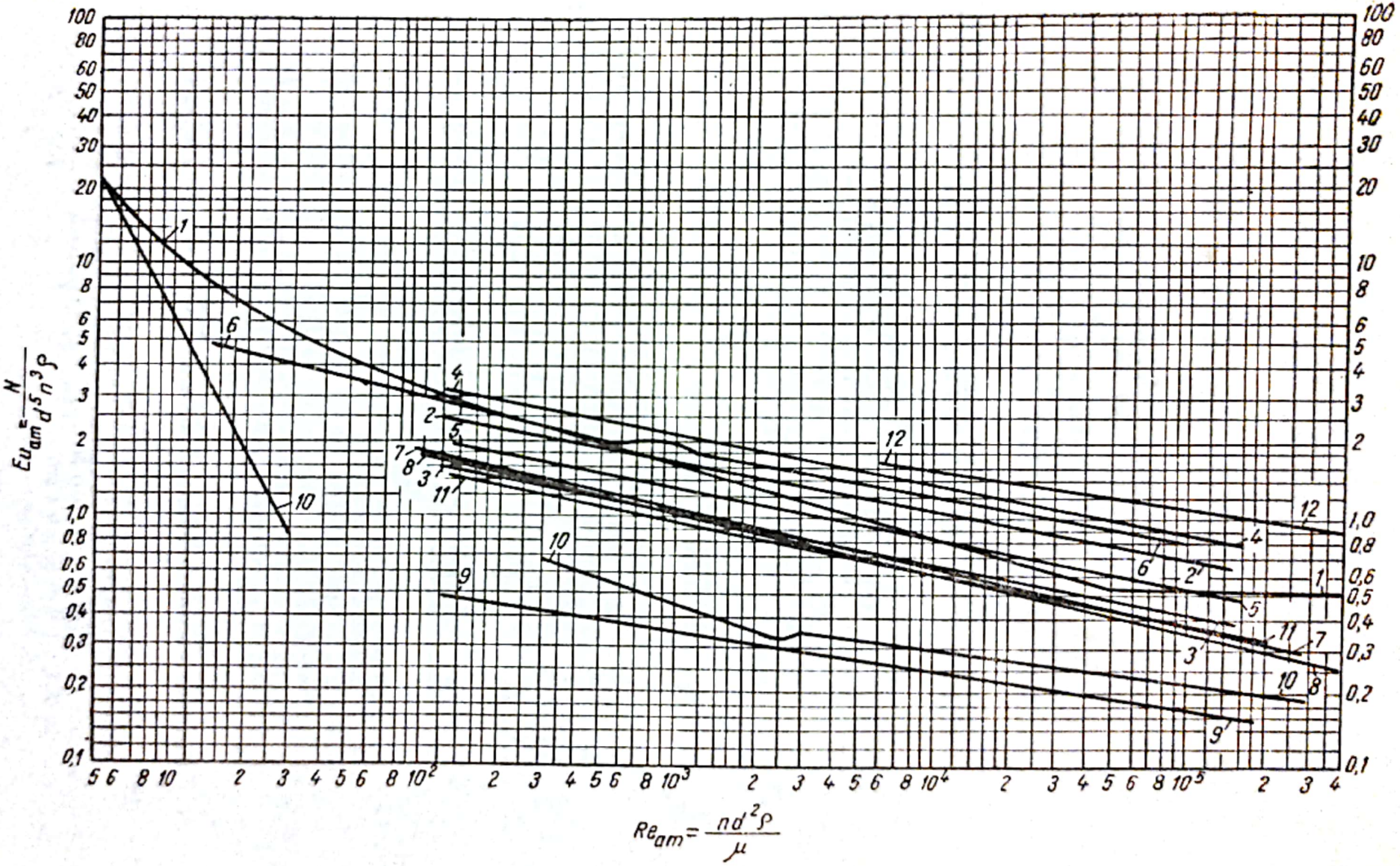
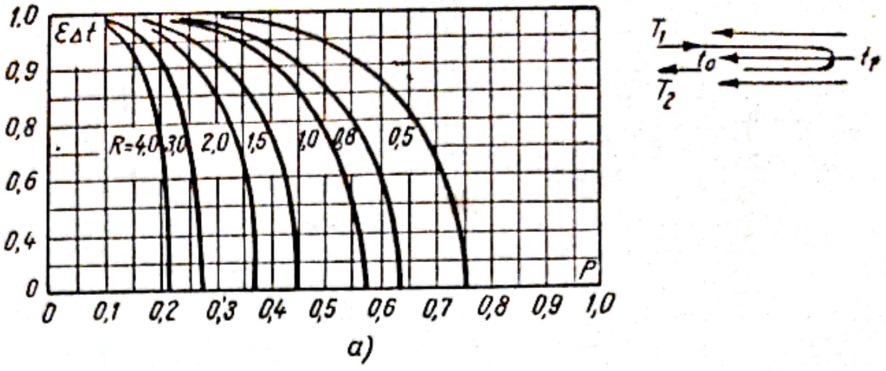


Fig. VII. Relaţia dintre Eu_{am} şi Re_{am} pentru agitatoare în aparate cu pereţi netezi (v. tabela XXI).

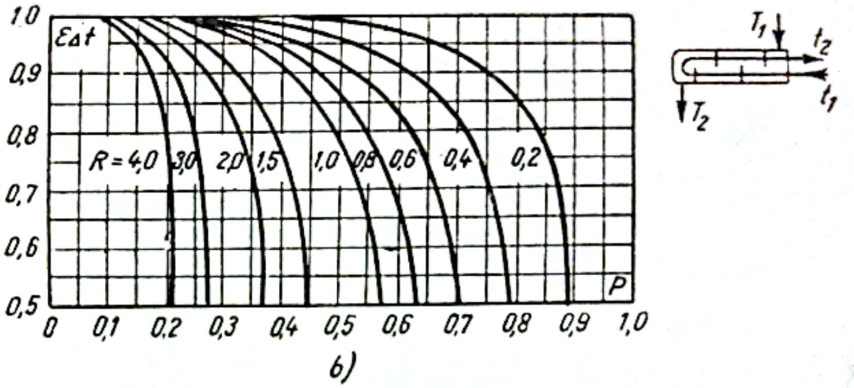
Scanned with OKEN Scanner

Fig. VIII. Coeficienţii $\varepsilon_{\Delta t}$ pentru schimbătoare de căldură cu curenţi paraleli şi încrucişaţi:

a — cu o singură trecere în spaţiul intertubular şi cu două, patru, şase şi mai multe treceri în spaţiul intertubular;



b — cu o singură trecere în spaţiul intertubular cu şicane şi cu două, patru, şase şi mai multe treceri în spaţiul intertubular;



c — cu două treceri în spaţiul intertubular cu şicane şi patru treceri în spaţiul tubular.

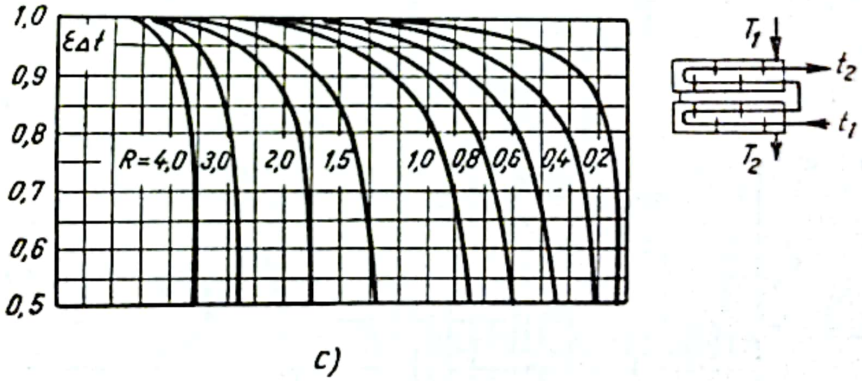
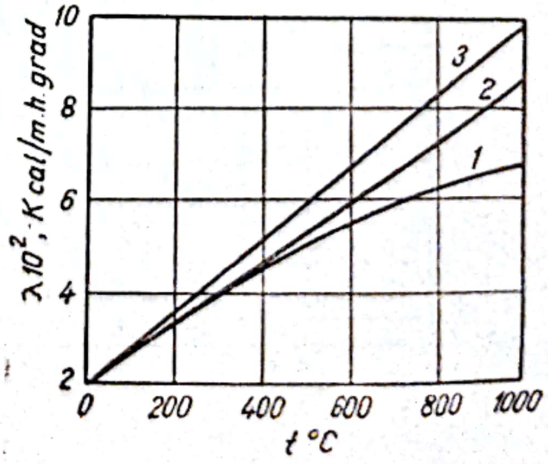


Fig. IX. Coeficienţii de conductivitate termică a gazelor de ardere. Compoziţia gazelor de ardere (% volume): CO_2 13; O_2 5; $N_2 + H_2O$ 82:

1 — conţinutul de vapori de apă $w = 0$;
2 — conţinutul de vapori de apă $w = 15\%$;
3 — conţinutul de vapori de apă $w = 20\%$;

Calculat în S.I.: 1 kcal/m · h · grd = = 1,16 W/m · grd.



Scanned with OKEN Scanner

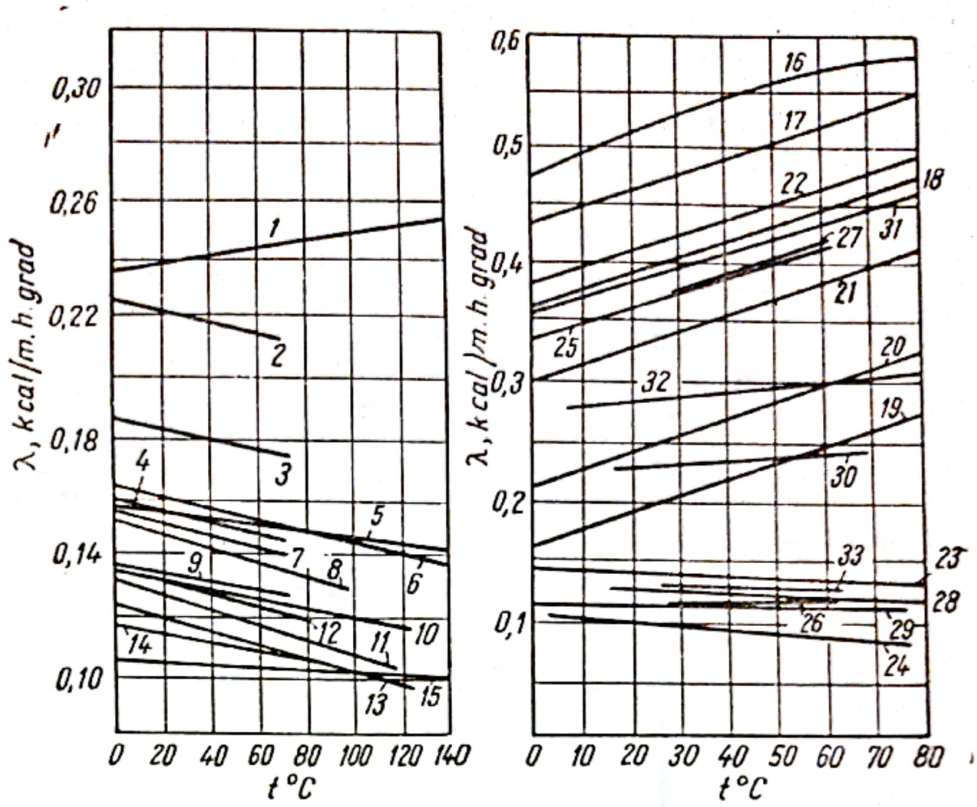


Fig. X. Coeficienţii de conductivitate termică pentru lichide:

Substanţa	Numărul curbei	Substanţa	Numărul curbei	Substanţa	Numărul curbei
Amoniac, 26%	31	Petrol	28	Clorură de calciu, 25%.....	17
Anilină	6	Xilen	14	Clorură de sodiu, 25%.....	18
Acetonă	8	Alcool metilic, 100%	3	Tetraclorură de carbon	24
Benzen	12	Alcool metilic, 40%	32	Alcool etilic, 100%	4
Alcool butilic	9	Acid formic	2	Alcool etilic, 80%	19
Ulei de vazelină.....	15	Nitrobenzen	10	Alcool etilic, 60%	20
Apă	16	Octan	33	Alcool etilic, 40%	21
Hexan	26	Acid sulfuric, 98% ..	30	Alcool etilic, 20%	22
Glicerină fără apă	1	Sulfură de carbon....	23	Eter etilic	29
Glicerină, 50%	25	Acid clorhidric 30%..	27		
Izopropan	11	Toluen.....	13		
Ulei de castor	5	Acid acetic.....	7		

Calculat în S.I.: 1 kcal/m · h · grd = 1,16 W/m · grd.

Scanned with OKEN Scanner

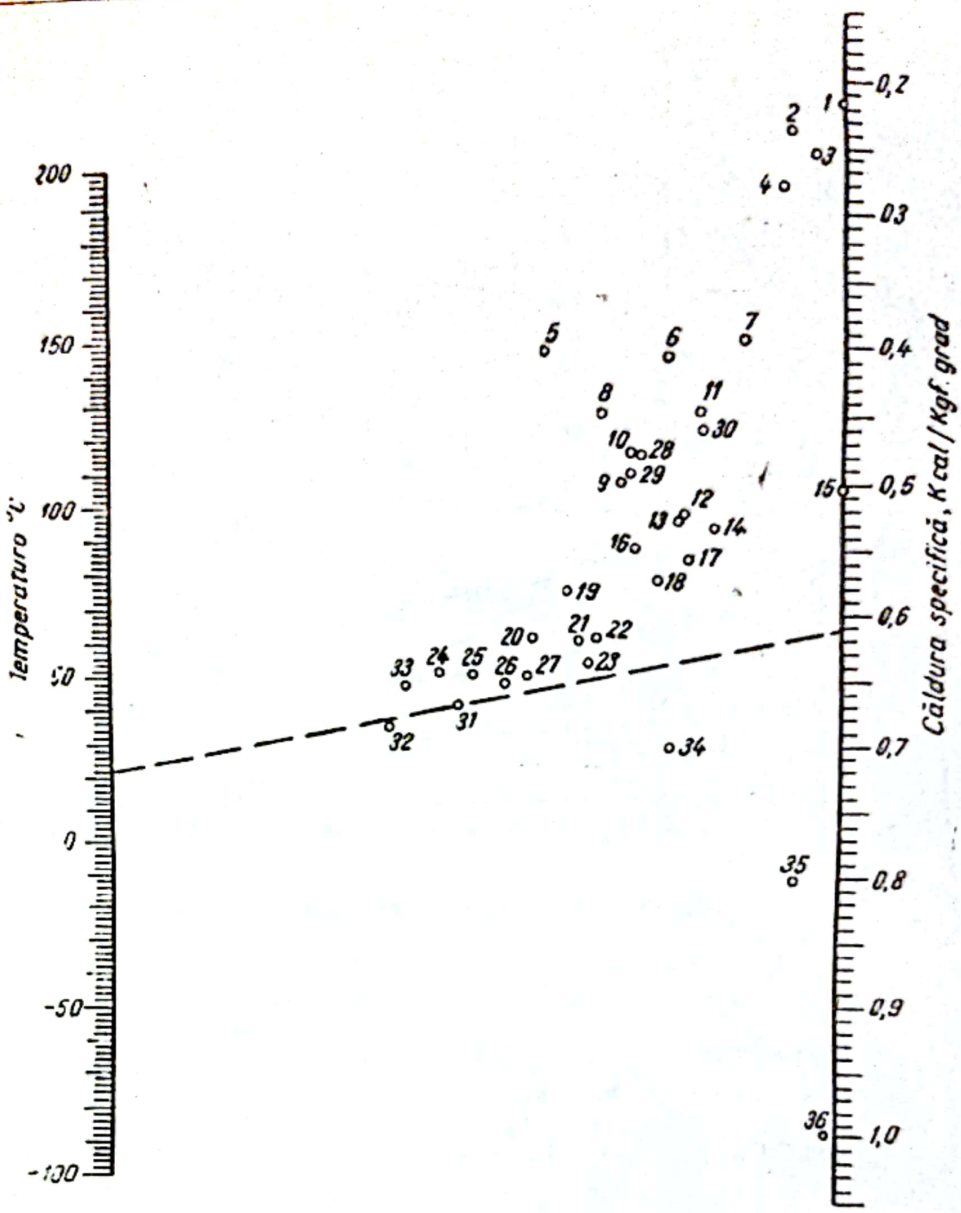


Fig. XI. Nomogramă pentru determinarea căldurii specifice a lichidelor:

Substanţa	Numărul punctului	Substanţa	Numărul punctului	Substanţa	Numărul punctului
Acetat de amil	12	Alcool izopropilic (de la −50 la 0°C)	27	Acid acetic, 100%	16
Anilină	14	Iodură de etil.....	5	Clorbenzen	6
Acetonă	18	Xilen (orto şi meta)	9	Clorură de calciu, 25%.....	34
Benzen	29	*n*-Xilen	10	Clorură de sodiu, 25%.....	35
Bromură de etil	1	Alcool metilic	23	Clorură de etil	11
Alcool butilic normal ..	24	*n*-Octan	15	Cloroform	3
Apă	36	Alcool propilic	25	Tetraclorură de carbon	2
n-Heptan	19	Acid sulfuric,100% ..	7	Acetat de etil	13
Glicerină	21	Sulfură de carbon	4	Etilenglicol	22
Difenil	8	Acid clorhidric, 30%	26	Alcool etilic	31
Alcool izobutilic	33	Toluen (de la −60 la 40°C)	28	Eter etilic	17
Izopentan	20	Toluen (de la 40 la 100°C)	30		
Alcool izopropilic (de la 0 la 50°C)	32				

Calculat în SI: 1 kcal/kgf.grd = $4{,}19 \cdot 10^3$ J/kg.grd.

Scanned with OKEN Scanner

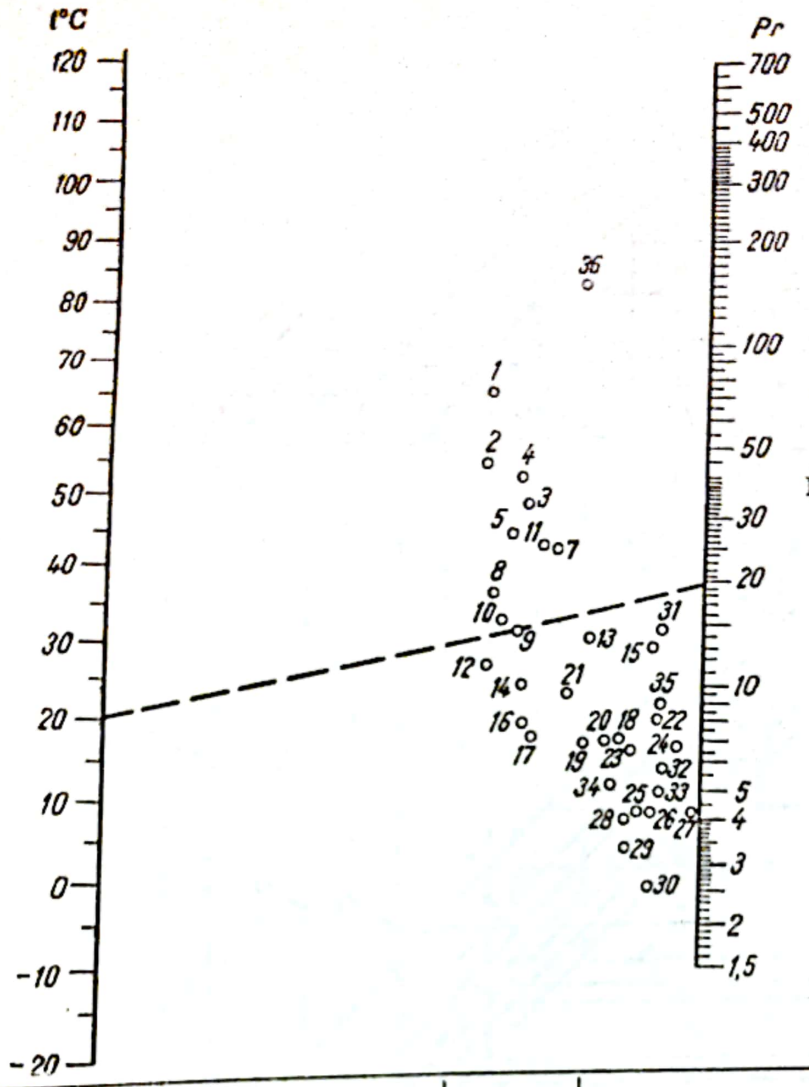


Fig. XIII. Valoarea criteriului *Pr* pentru lichide:

Substanţa	Numărul punctului	Substanţa	Numărul punctului
Acetat de amil	31	Alcool metilic, 40%	10
Amoniac, 26%	14	Octan	33
Anilină	5	*n*-Pentan	26
Acetonă	25	Acid sulfuric, 111%	1
Acid sulfuric, 98%	2	Toluen	23
Acid sulfuric, 60%	4	Acid acetic, 100%	15
Sulfură de carbon	30	Acid acetic, 50%	9
Acid clorhidric	21	Clorbenzen	35
Benzen	22	Clorură de calciu, 25%	16
Bromură de etil	29	Clorură de sodiu, 25%	12
Alcool butilic normal	11	Cloroform	34
Apă	17	Tetraclorură de carbon	18
Heptan	32	Acetat de etil	24
Alcool izoamilic	3	Etilenglicol	36
Alcool izopropilic	7	Alcool etilic, 100%	13
Iodură de etil	27	Alcool etilic, 50%	8
Xilen	19	Eter etilic	28
Alcool metilic, 100%	20		

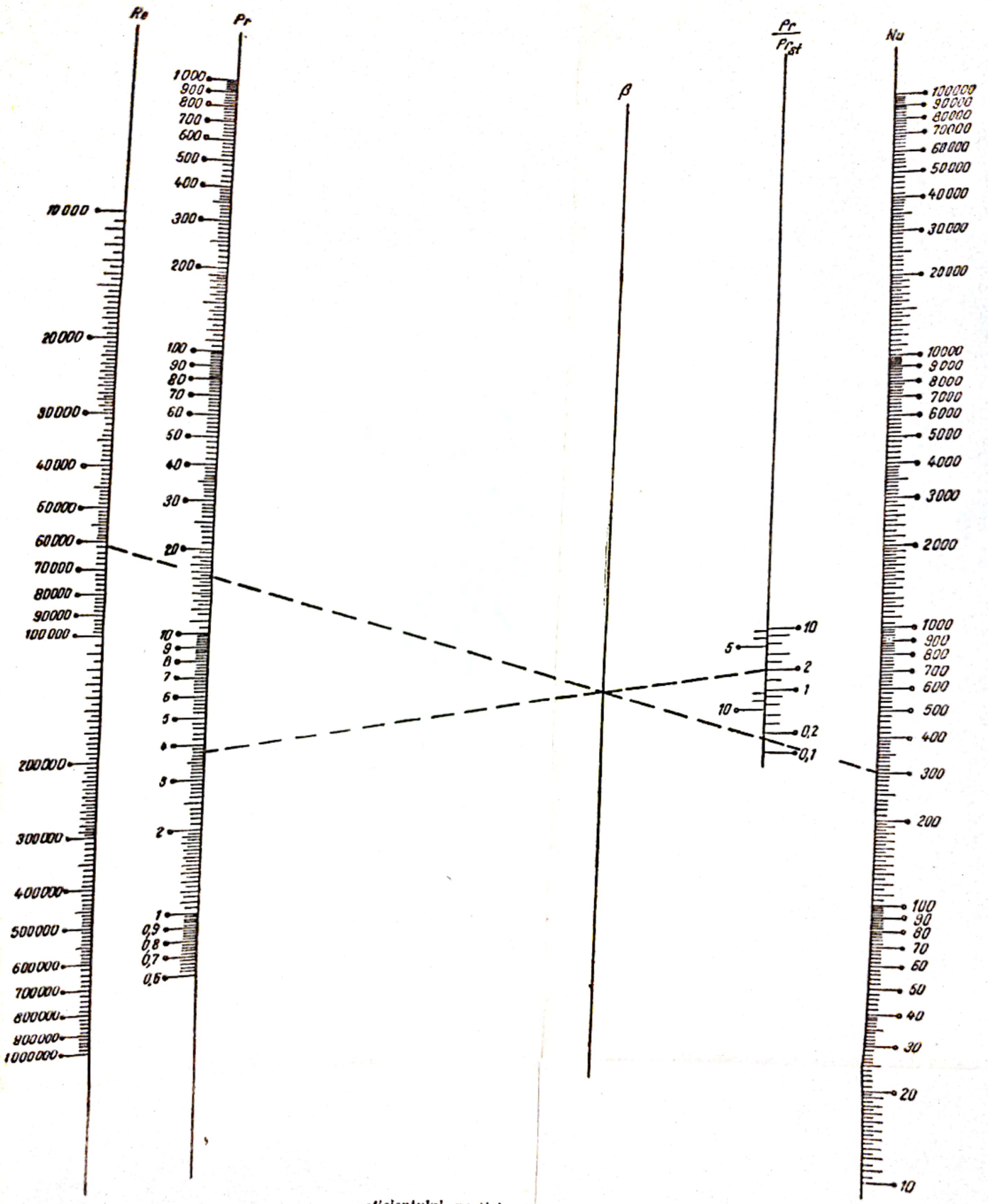


Fig. XII. Nemogramă pentru determinarea coeficientului parțial de transfer de căldură în țevi drepte la $Re > 10\,000$

Exemplu: Se dă $Pr = 3{,}75$; $\frac{Pr}{Pr_{st}} = 2$; $Re = 60\,800$

Răspuns: $Nu \approx 300$

Scanned with OKEN Scanner

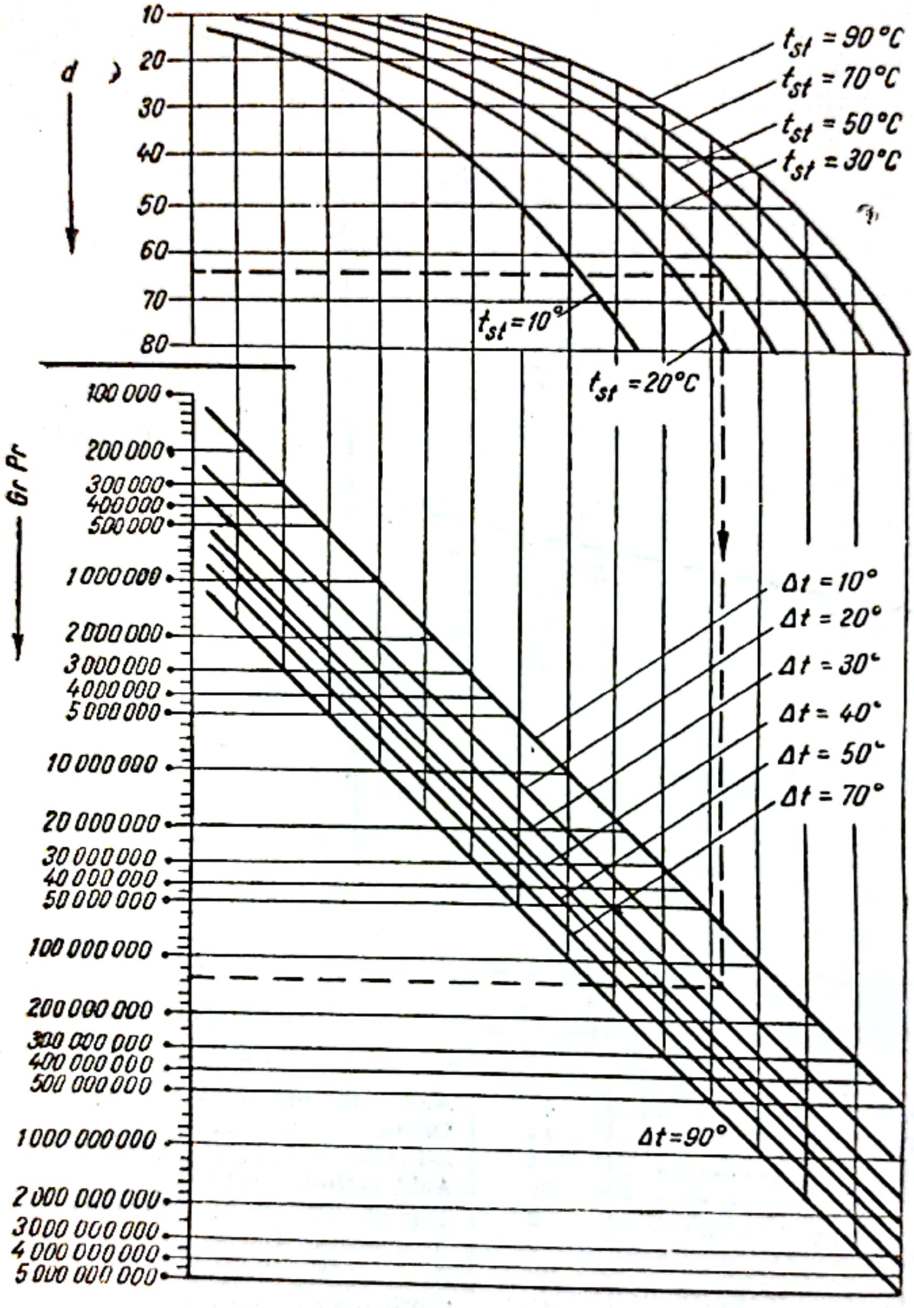


Fig. XIV. Nomogramă pentru determinarea produsului $Gr \cdot Pr$. pentru apă: d — diametrul țevii, în mm; $t_{st.1}$ — temperatura medie a stratului limită, egală cu 0,5 $(t_{per} + t_a)$, în °C; t_{per} — temperatura medie a peretelui, în °C; t_a — temperatura medie a apei, în °C; Δt — diferența medie între temperatura peretelui și temperatura apei, în °C.

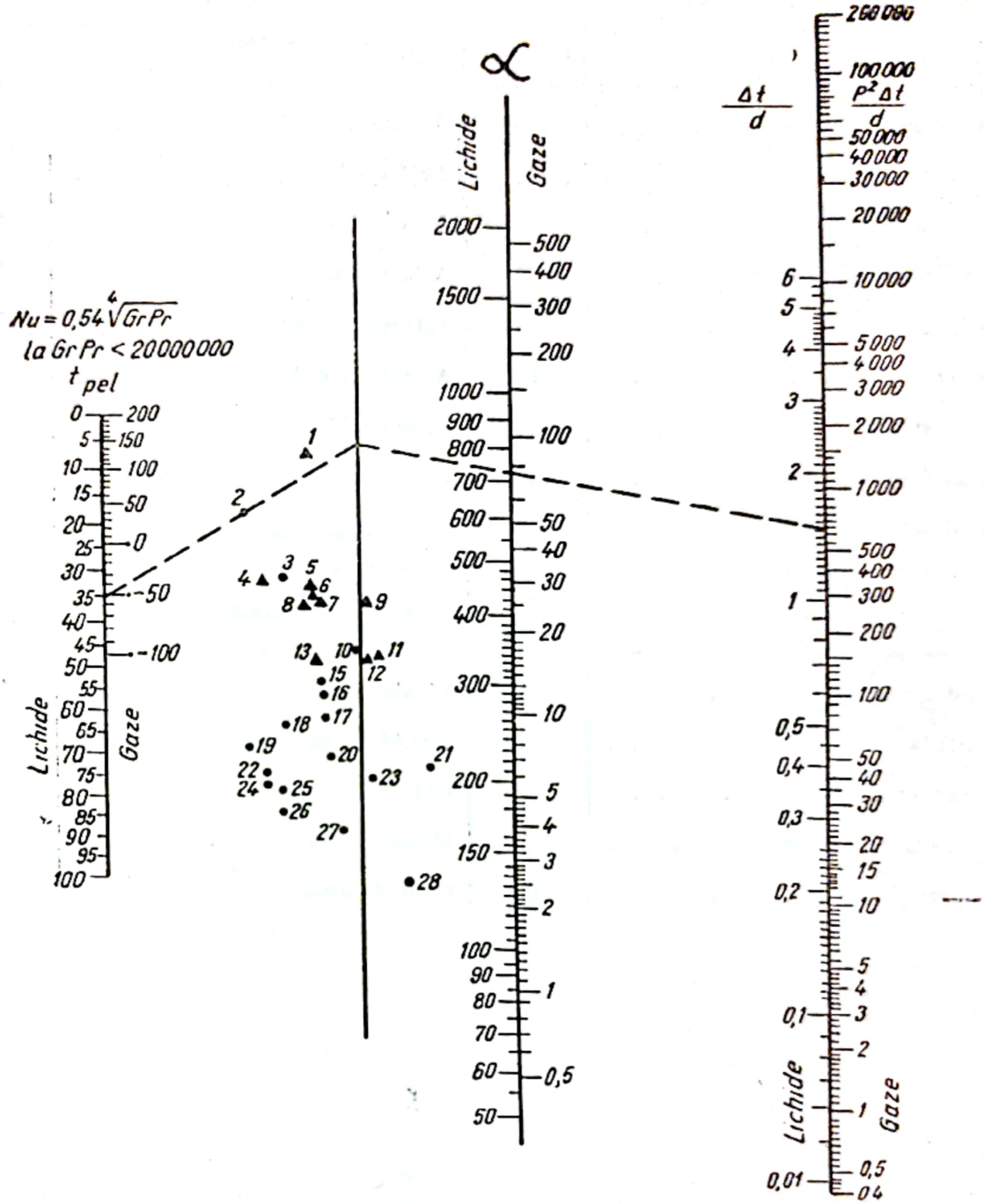


Fig. XV. Nomogramă pentru determinarea lui α la convecţie liberă ($Gr.Pr < 20 \cdot 10^6$):

t_{pel} — temperatura medie a peliculei, egală cu 0,5 ($t_{per} + t_l$), în °C; t_{per} — temperatura medie a peretelui, în °C; t_l — temperatura medie a lichidului sau gazului, în °C; Δt — diferenţa medie între temperatura peretelui şi temperatura lichidului, în °C; α — coeficient parţial de transmitere a căldurii, în kcal/m².h.grd; p — presiunea gazului, în at; d — diametrul conductei, în mm.

Calculat în S.I. 1 kcal/m². h. grd = 1,16 W/m² grd; 1 at = 98,1/10³ N/m².

Scanned with OKEN Scanner

(La fig. XV.)

Lichidul	Numărul punctului	Lichidul	Numărul punctului
Anilină	25	Sulfură de carbon	15
Acetonă	10	Acid clorhidric, 30%	3
Benzen	23	Toluen	20
Alcool butilic normal	19	Acid acetic	28
Apă	2	Tetraclorură de carbon	27
n-Pentan	17	Acetat de etil	21
Acid sulfuric, 111%	24	Alcool etilic	18
Acid sulfuric, 98%	22	Eter etilic	16
Acid sulfuric, 60%	26		

Gazul	Numărul punctului	Gazul	Numărul punctului
Azot	6	Bioxid de sulf	13
Amoniac	9	Bioxid de carbon	12
Hidrogen	1	Oxigen	5
Aer, oxid de carbon	7	Metan	4
Vapori de apă	11	Oxid de azot	8

Scanned with OKEN Scanner

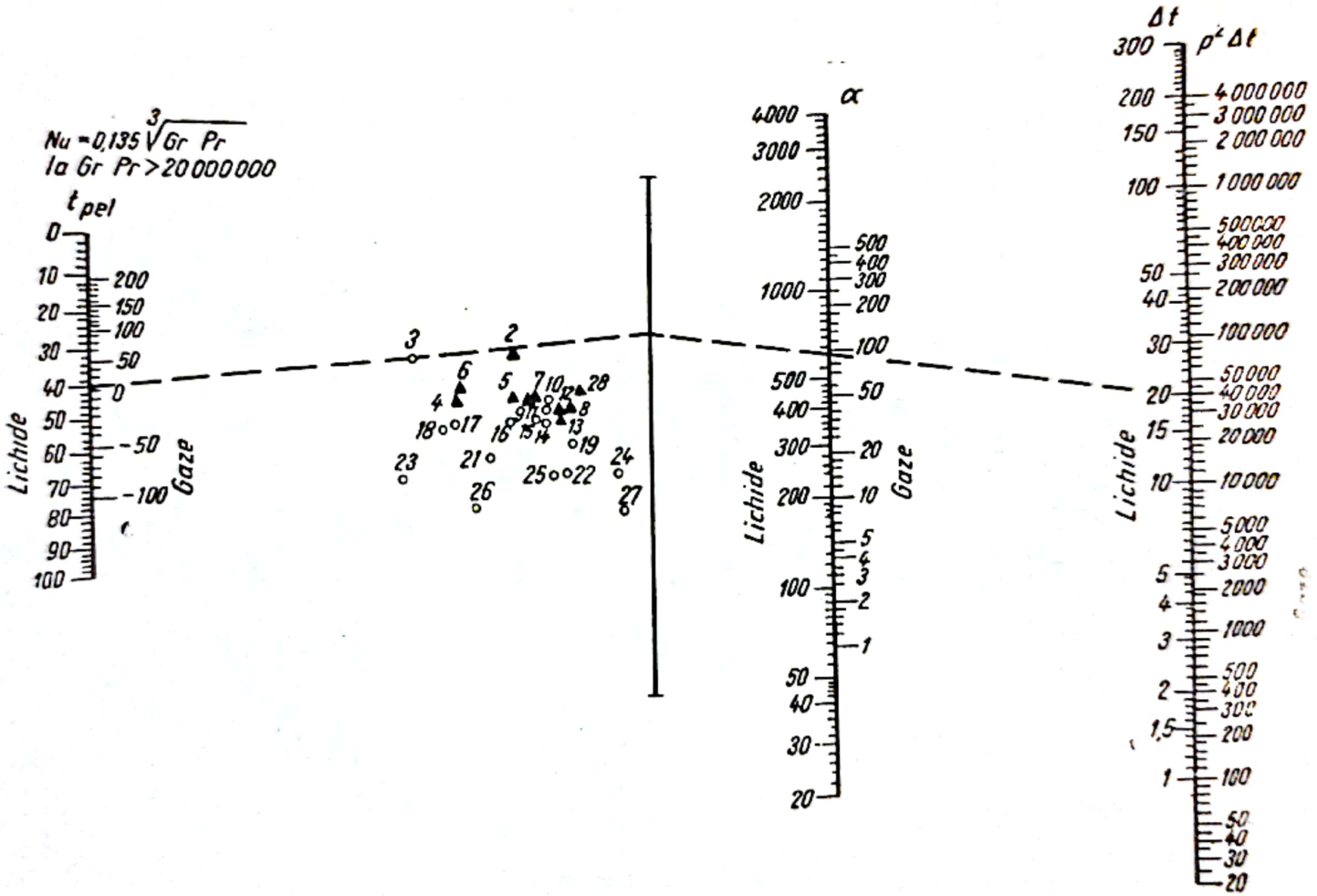


Fig. XVI. Nomogramă pentru determinarea lui α la convecție liberă ($Gr.Pr > 20 \cdot 10^6$):
α — coeficient parțial de transmitere a căldurii, în kcal/m².h.grd); p — presiunea gazului, în at; t_{pel} — temperatura medie a peliculei, egală cu 0,5. $(t_{per} + t_l)$, în °C; t_{per} — temperatura medie a peretelui, în °C; t_l — temperatura medie a lichidului sau gazului, în °C.
Calculat în S.I: 1 kcal/m², h, grd = 1,16 W/m², grd; 1 at = 98,1 · 10³ N/m².

Scanned with OKEN Scanner

(La fig. XVI)

Lichidul	Numărul punctului	Lichidul	Numărul punctului
Anilină	25	Acid sulfuric, 98%	17
Acetonă	10	Acid sulfuric, 60%	16
Benzen	24	Sulfură de carbon	11
Alcool butilic normal	23	Toluen	22
Apă	3	Acid acetic	27
Alcool metilic	15	Tetraclorură de carbon	25
n-Pentan	19	Alcool etilic	21
Acid sulfuric, 111%	18	Eter etilic	14

Gazul	Numărul punctului	Gazul	Numărul punctului
Azot	6	Bioxid de carbon	12
Amoniac	28	Oxigen	5
Hidrogen	2	Metan	4
Aer	7	Oxid de azot	9
Vapori de apă	13	Oxid de carbon	8

Scanned with OKEN Scanner

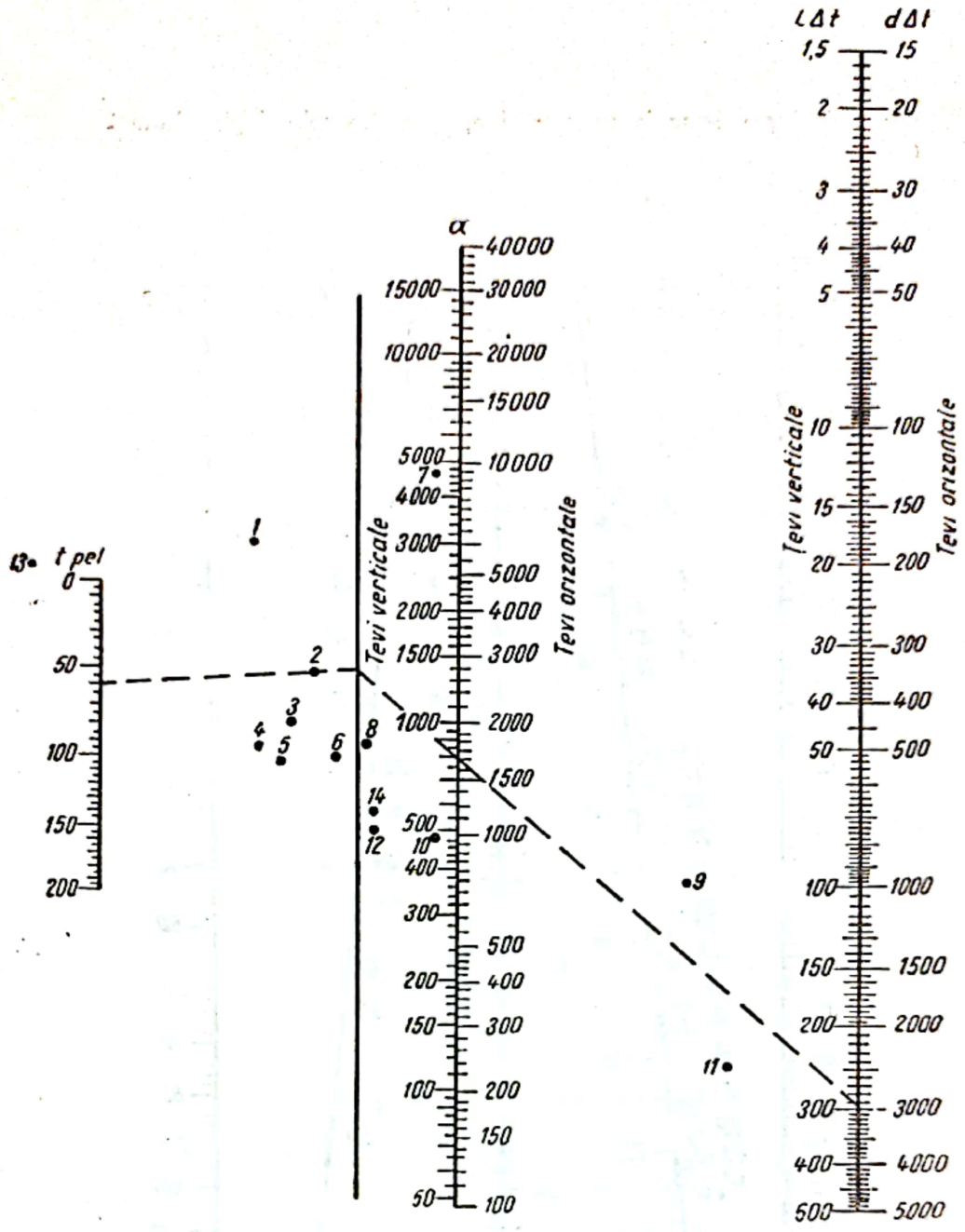


Fig. XVII. Nomogramă pentru determinarea coeficientului parțial de transmitere a căldurii la condensarea vaporilor saturați:

t_{pel} — temperatura medie a peliculei, egală cu 0,5 ($t_{per} + t_{cond}$), în °C; t_{per} — temperatura peretelui, în °C; t_{cond} — temperatura de condensare, în °C; $\Delta t = t_{cond} - t_{per}$, în °C; α — coeficient de schimb de căldură, în kcal/m² .h.grd; L — lungimea țevii, în m; d — diametrul țevii, în mm.

Substanța	Numărul punctului	Substanța	Numărul punctului	Substanța	Numărul punctului
Anilină	4	Alcool metilic	2	Cloroform	13
Amoniac	7	Nitrobenzen	14	Tetraclorură de	
Acetonă	8	Alcool propilic normal	5	carbon	12
Benzen	10	Acid acetic.....	11	Alcool etilic ..	3
Apă	1	Eter etilacetic	9	Eter etilic	6

Calculat în S.I.: 1kcal/m².h.grd = 1,16 W/m².grd.

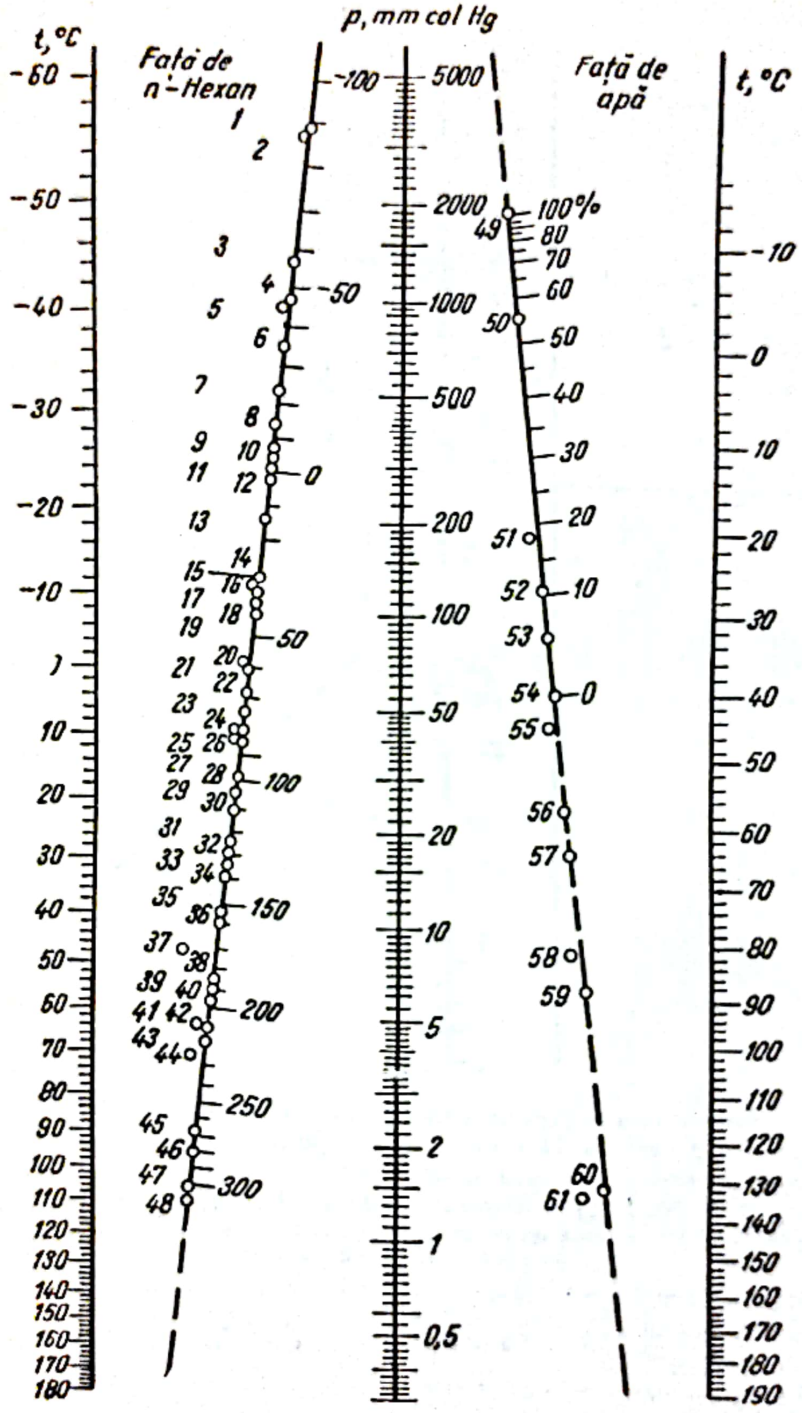


Fig. XVIII. Nomogramă pentru determinarea presiunii vaporilor saturați și a temperaturii de fierbere (pe scala a doua de la dreapta sînt trecute % masă ale amoniacului în soluție apoasă).

Calculat în S.I. : 1 mm Hg. = 133,3 N/m²:

Scanned with OKEN Scanner

(la fig. XVIII)

Substanţa	Numărul punctului	Substanţa	Numărul punctului
Alenă	6	Alcool metilic	52
Amoniac	49	Formiat de metil	16
Anilină	40	Naftalină	43
Acetilenă	2	α-Naftol	47
Acetonă	51	β-Naftol	48
Benzen	24	Nitrobenzen	37
Brom benzen	35	*n*-Octan (W)	31
Bromură de etil	18	*n*-Octan (Y)	32
α-Brom naftalină	46	*n*-Pentan	17
1,3 Butadienă	10	Propan	5
n-Butan	11	Propilenă	4
α-Butilenă	9	Acid propionic	56
β-Butilenă	12	Mercur	61
n-Butilenglicol	58	Tetralină	42
Apă	54	Toluen	30
n-Hexan	22	Acid acetic	55
n-Heptan	28	Flourbenzen	27
Glicerină	60	Clorbenzen	33
Decalină	38	Clorură de vinil	8
n-Decan	36	Clorură de metil	7
Dioxan	29	Clorură de metilen	19
Difenil	45	Clorură de etil	13
1,2-Dicloretan	26	Cloroform	21
Izopren	14	Tetraclorură de carbon	23
Iodbenzen	39	Etan	1
m-Crezol	44	Acetat de etil	25
o-Crezol	41	Etilen glicol	59
m-Xilen	34	Alcool etilic	53
Acid izo-oleic	57	Formiat de etil	20
Metilamină	50	Eter dietilic	15
Metilmonosilan	3		

Scanned with OKEN Scanner

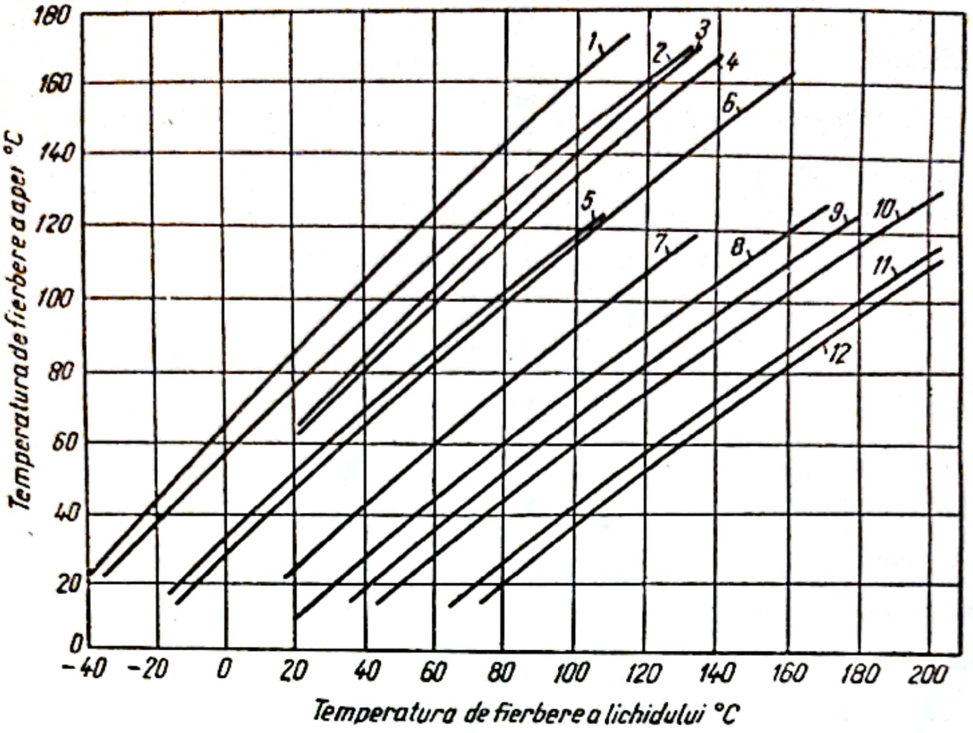


Fig. XIX. Diagrama liniarităţii pentru determinarea temperaturii de fierbere (faţă de apă):

1 — eter etilic; *2* — sulfură de carbon; *3* — acetonă; *4* — cloroform; *5* — tetraclorură de carbon; *6* — benzen; *7* — toluen; *8* — clorbenzen; *9* — o-xilen; *10* — brombenzen; *11* — benzaldehidă; *12* — anilină.

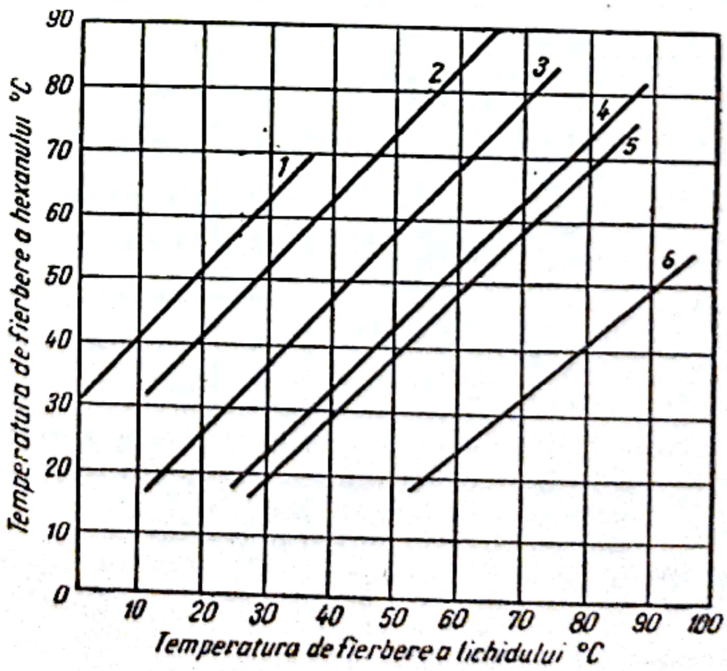


Fig. XX. Diagrama liniarităţii pentru determinarea temperaturii de fierbere (faţă de hexan):

1 — eter etilic; *2* — sulfură de carbon; *3* — cloroform; *4* — tetraclorură de carbon; *5* — benzen; *6* — toluen.

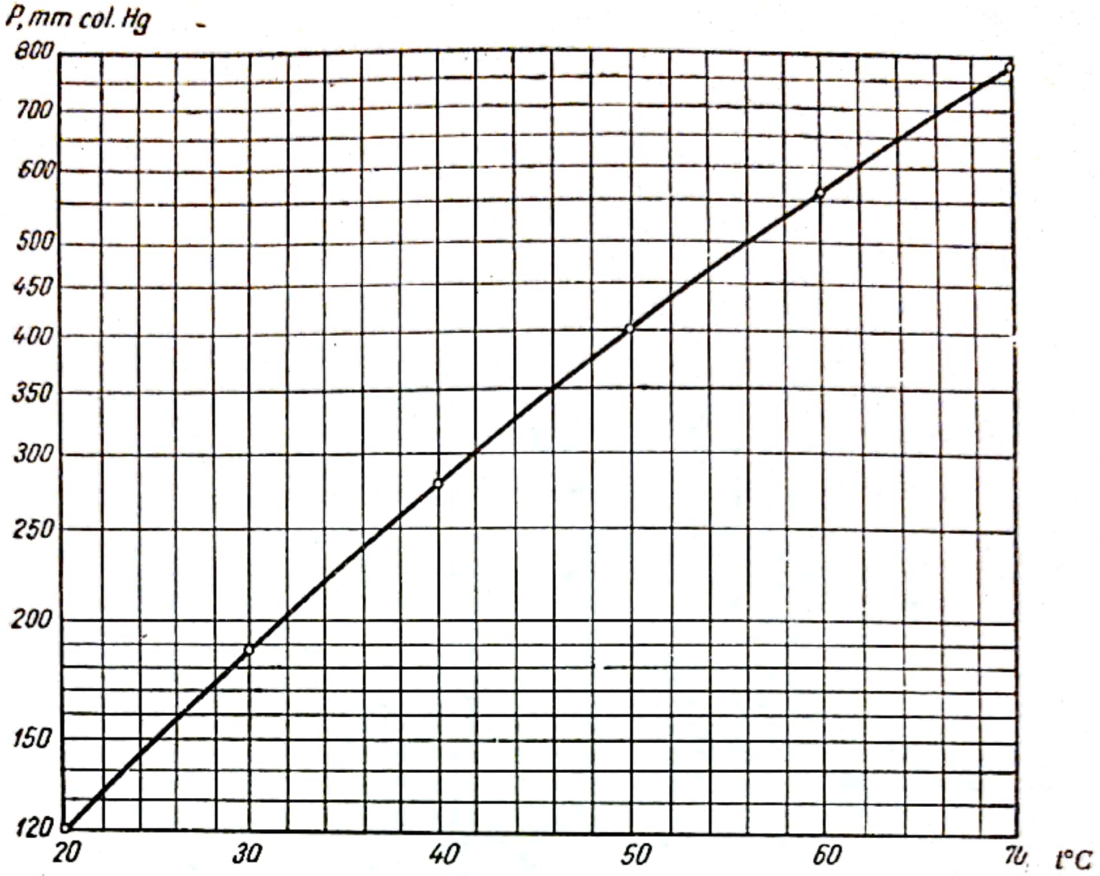


Fig. XXI. Variaţia presiunii vaporilor saturaţi de hexan în funcţie de temperatură:
Calculat în SI: 1 mm Hg. = 133,3 N/m².

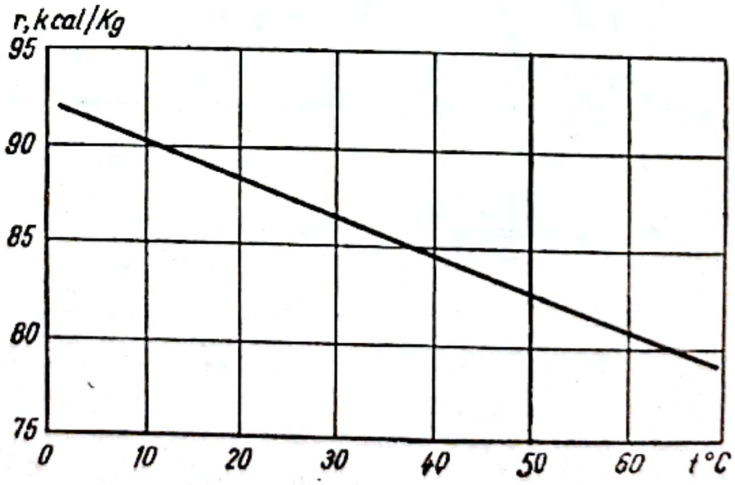


Fig. XXII. Variaţia căldurii de vaporizare a hexanului în funcţie de temperatură:

Calculat în SI: 1kcal/kgf = 4,19 · 10³ J/kg.

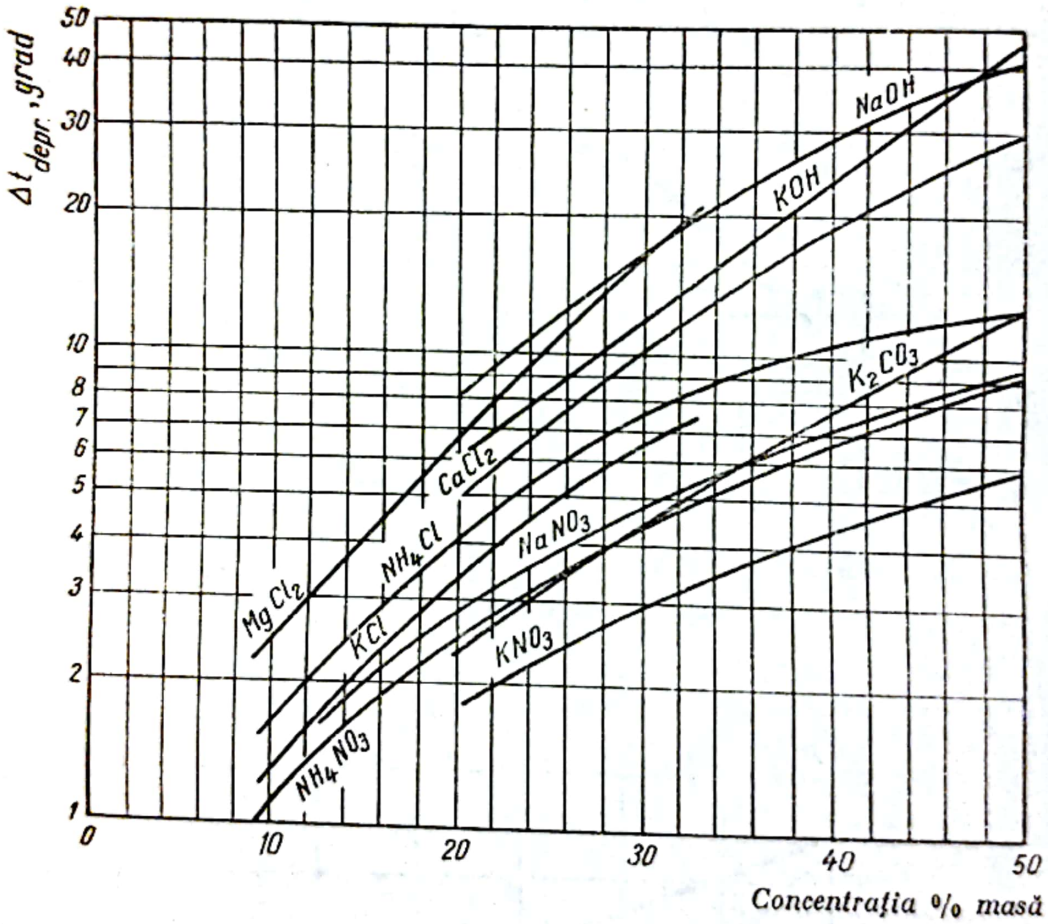


Fig. XXIII. Creşterea temperaturii de fierbere a soluţiei apoase la presiunea atmosferică în funcţie de concentraţie.

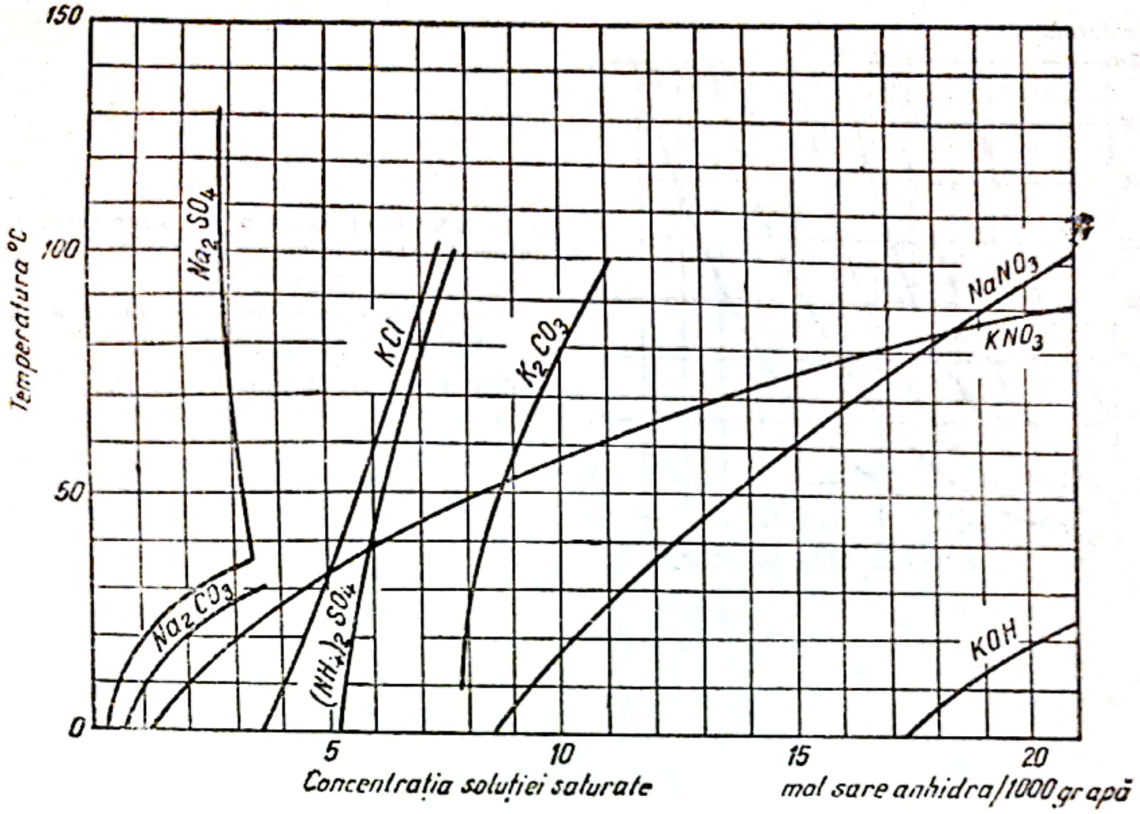


Fig. XXIV. Solubilitatea cîtorva săruri în apă în funcţie de temperatură.

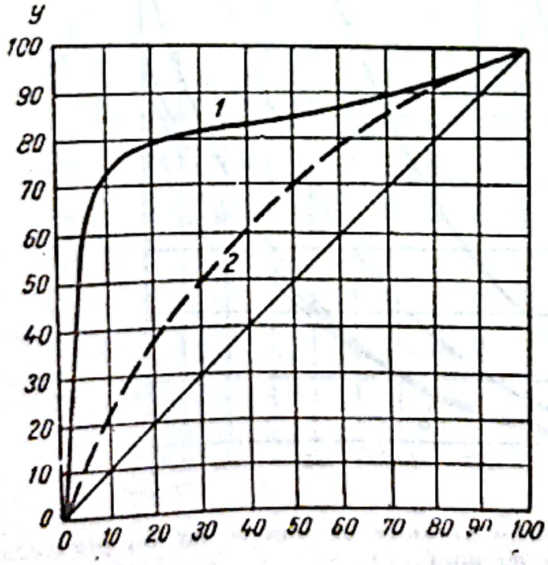


Fig. XXV. Curbe de echilibru la $P = 1$ at:

1 — acetonă-apă; *2*—tetraclorură de carbon-toluen

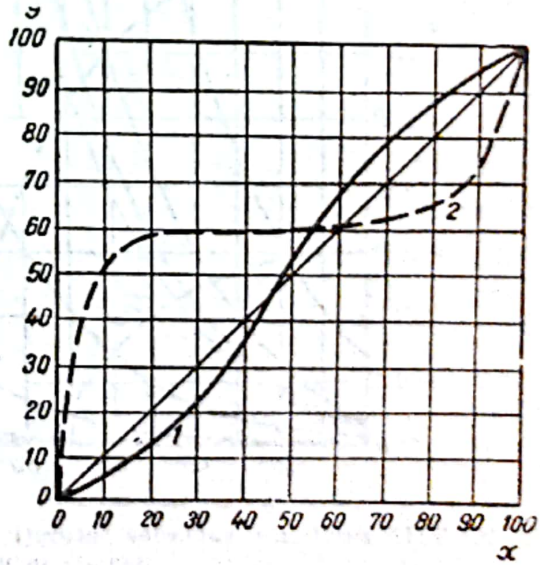


Fig. XXVI. Curbe de echilibru la $P = 1$ at (cu azeotrop):

1—apă-acid formic; *2*—alcool metilic-benzen

Scanned with OKEN Scanner

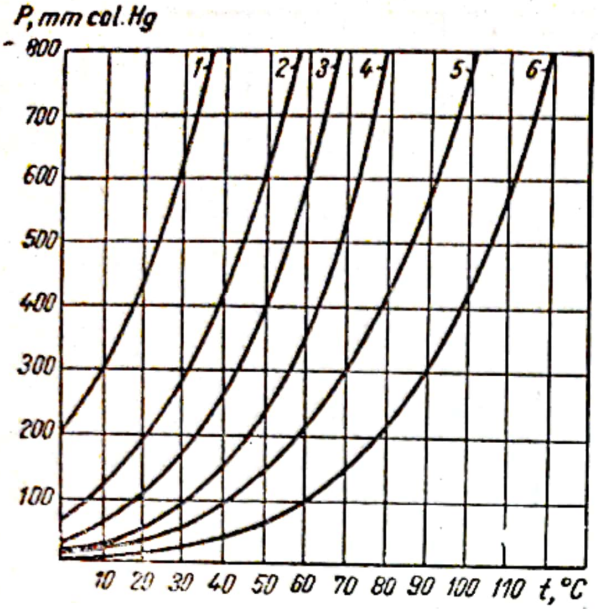


Fig. XXVII. Presiunea vaporilor saturaţi a cîtorva lichide organice în funcţie de temperatură:

1 — eter; *2* — acetonă; *3* — alcool metilic; *4* — alcool etilic; *5* — acid formic; *6* — acid acetic.

Calculat în SI: 1 mm Hg = 133,3 N/m².

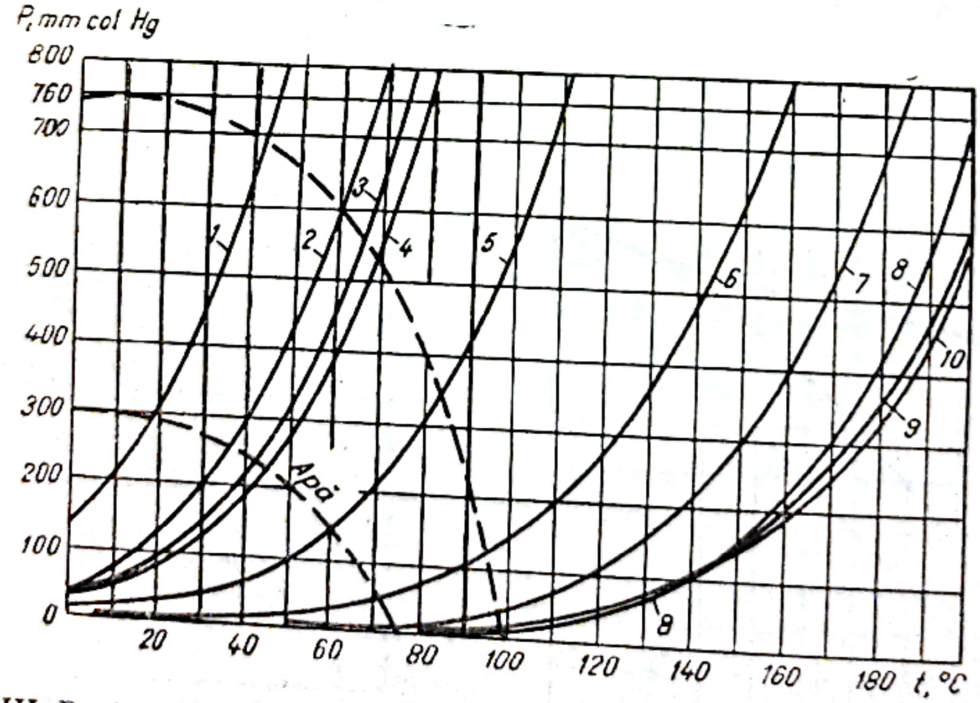


Fig. XXVIII. Presiunea vaporilor saturaţi a lichidelor organice în funcţie de temperatură (lichide nemiscibile cu apa):

1 — sulfură de carbon; *2* — hexan; *3* — tetraclorură de carbon; *4* — benzen; *5* — toluen; *6* — terebentină; *7* — anilină; *8* — crezol; *9* — nitrobenzen; *10* — nitrotoluen:

Calculat în SI: 1 mm Hg = 133,3 N/m².

Scanned with OKEN Scanner

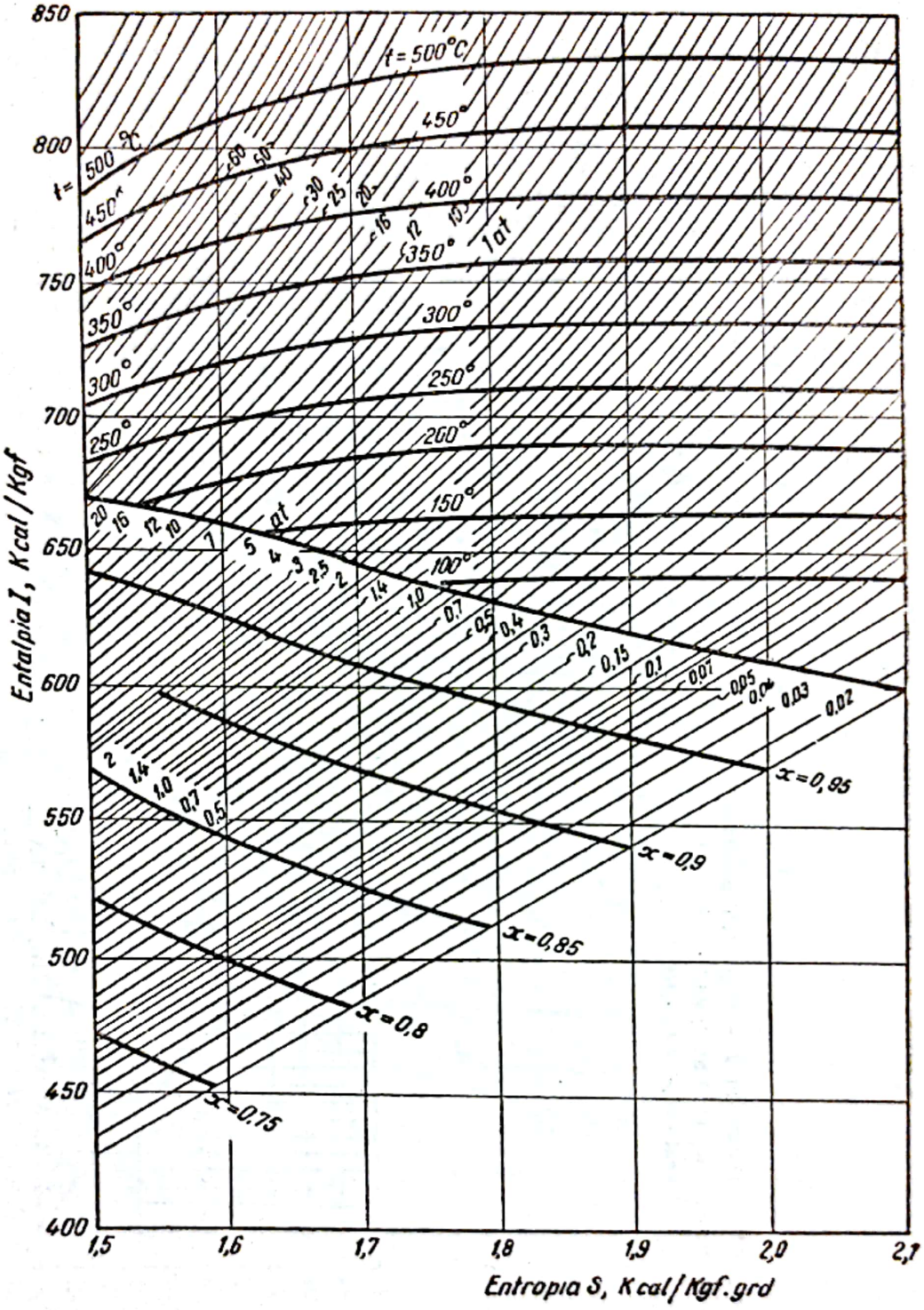


Fig. XXIX. Diagrama $I - S$ pentru vapori de apă:
Calculat în SI: $1 kgf/cm^2 = 98{,}1 \cdot 10^3 N/m^2$; $1 kcal/kgf = 4{,}19 \cdot 10^3 J/kg$.

Scanned with OKEN Scanner

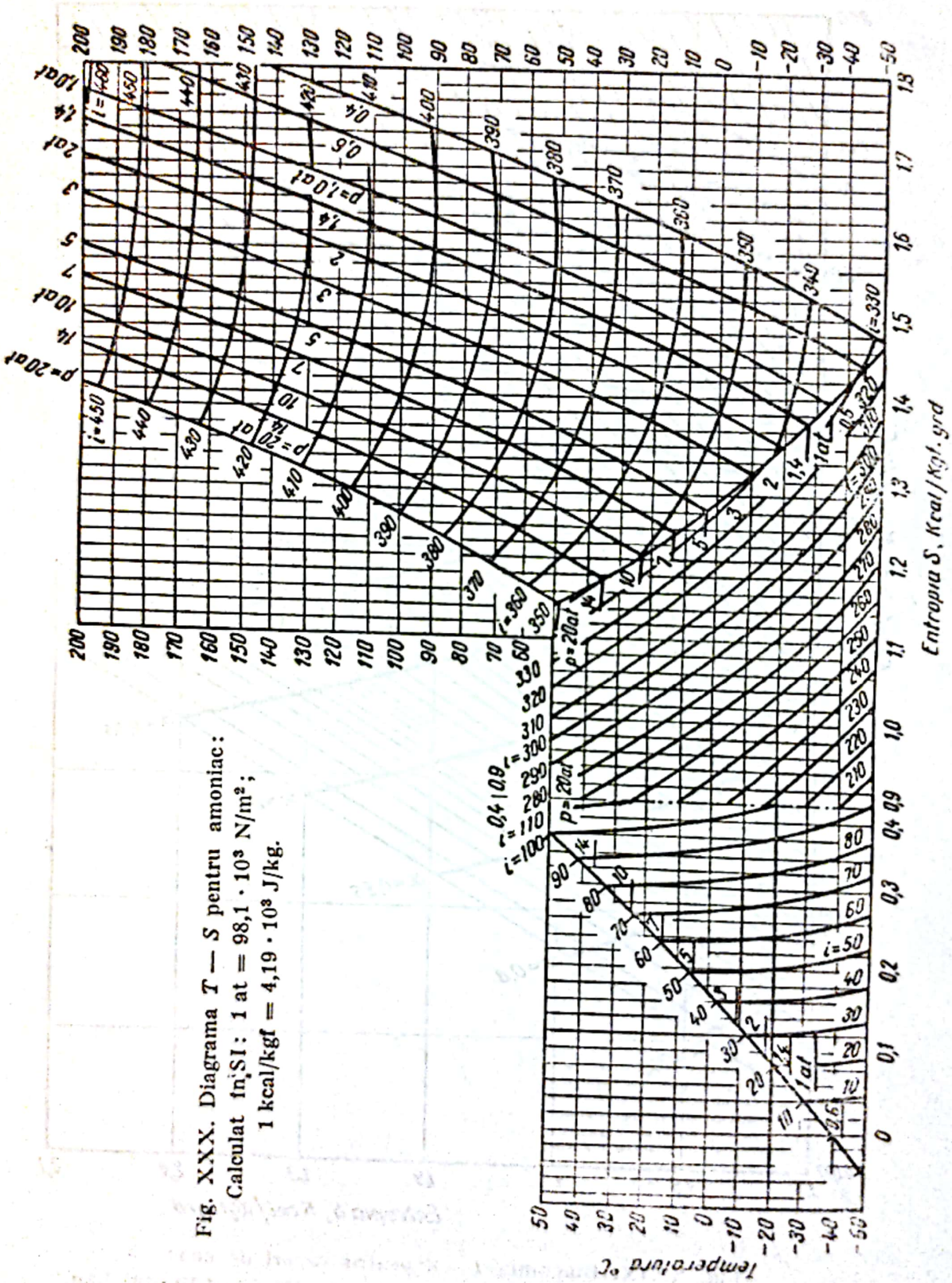


Fig. XXX. Diagrama $T - S$ pentru amoniac:
Calculat în SI: 1 at = $98{,}1 \cdot 10^3$ N/m²;
1 kcal/kgf = $4{,}19 \cdot 10^3$ J/kg.

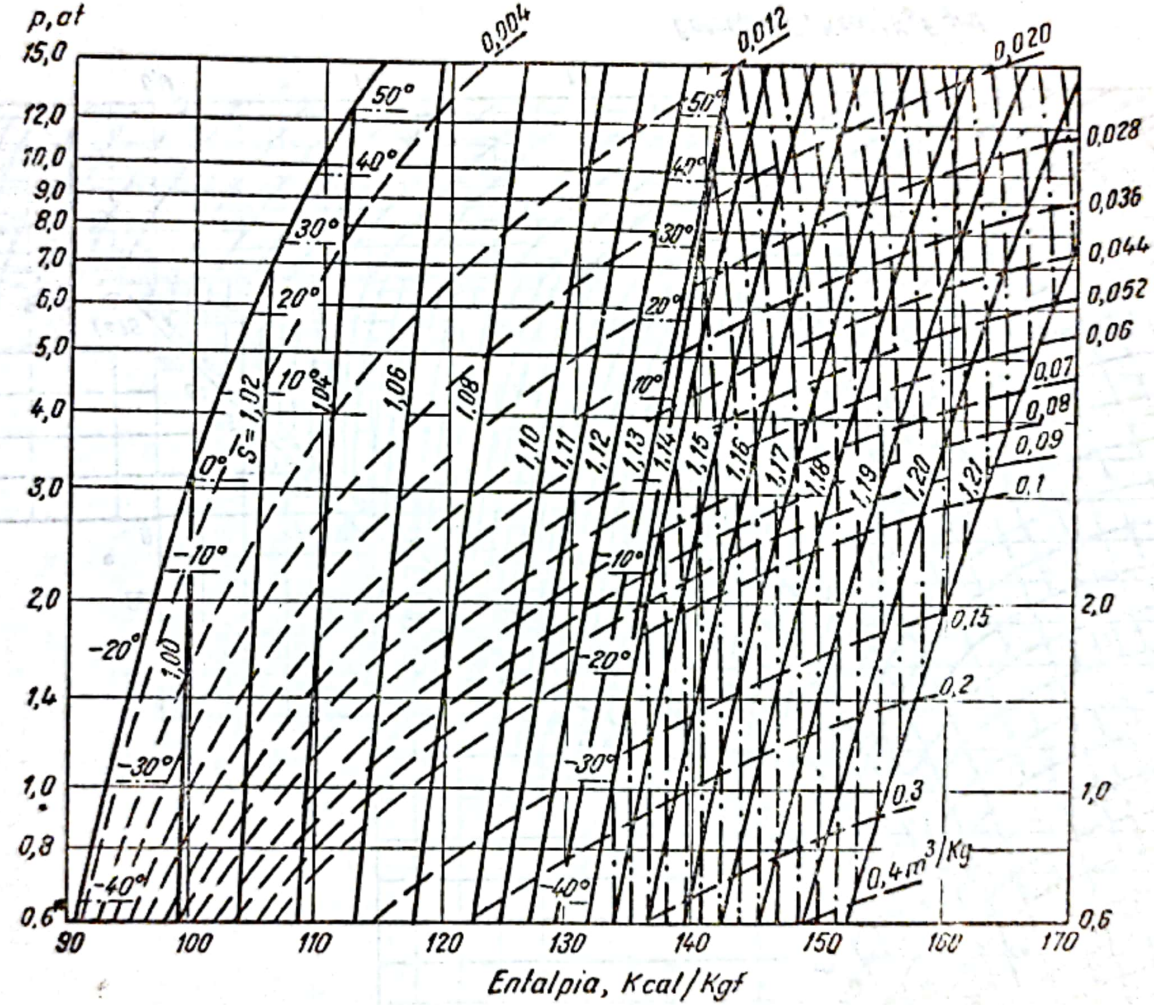


Fig. XXXI. Diagrama $i - \lg p$ pentru difluor-diclormetan (freon-12)
Calculat în SI: 1 at = 98,1 · 10³ N/m²; 1 kcal/kgf = 4,19 · 10³ J/kg.

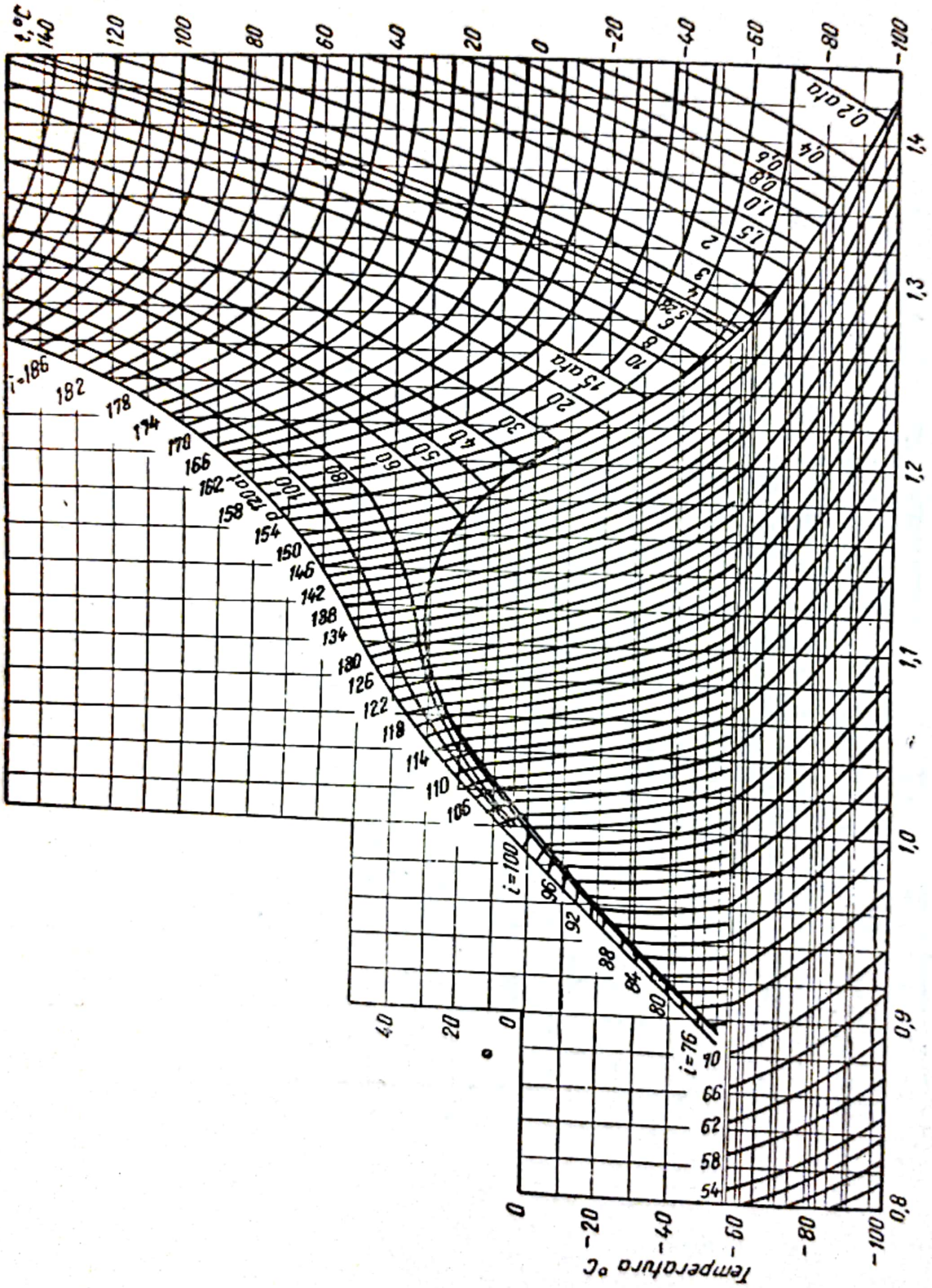


Fig. XXXII. Diagrama $T - S$ pentru bioxid de carbon.
Calculat în SI: 1 at = 98,1 · 10³ N/m²; 1 kcal/kgf = 4,19 · 10³ J/kg.

Scanned with OKEN Scanner

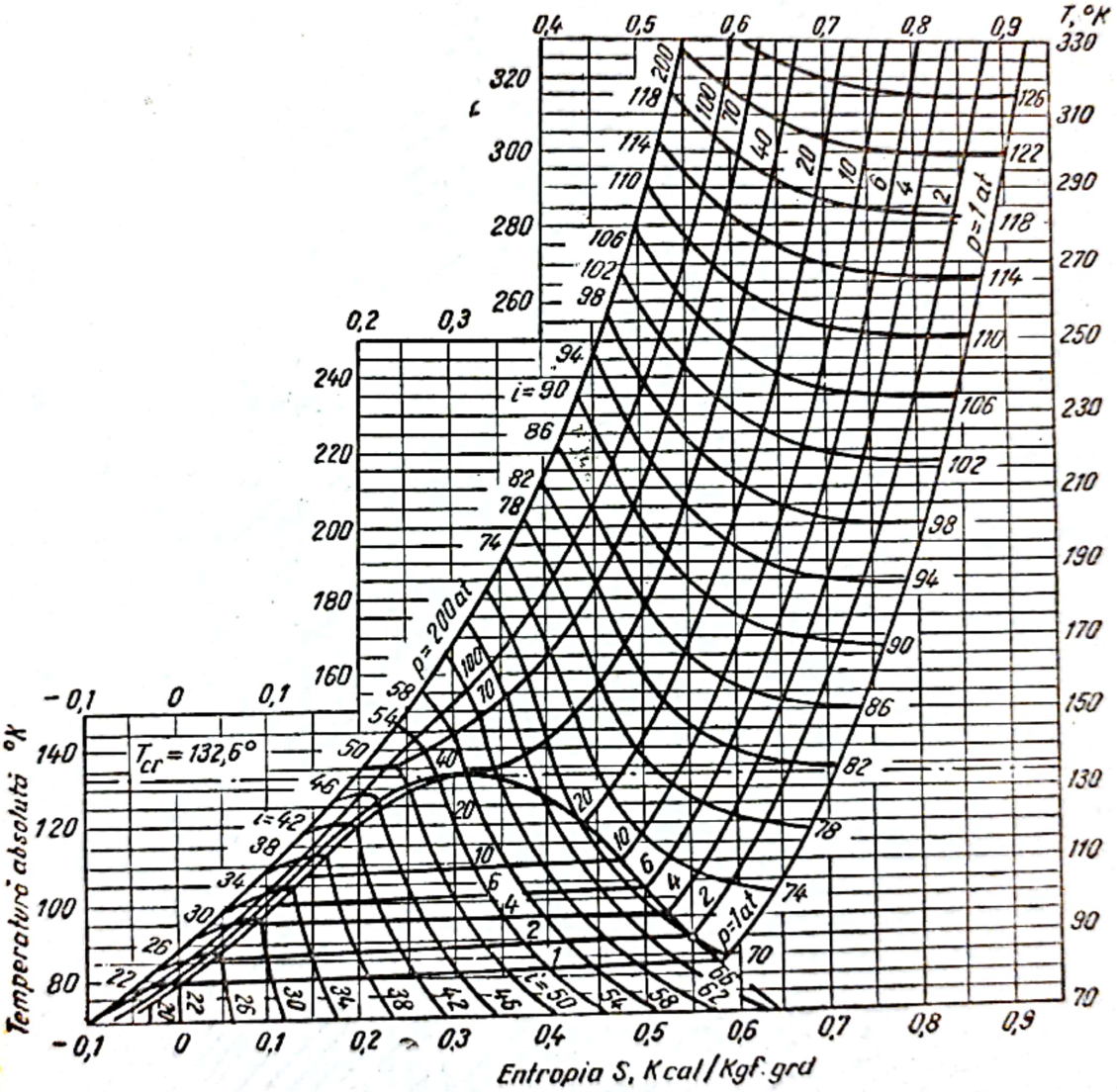


Fig. XXXIII. Diagrama $T - S$ pentru aer.
Calculat în SI: 1 at = 98,1 · 10³ N/m²; 1 kcal/kgf = 4,19 · 10³ J/kg.

Scanned with OKEN Scanner

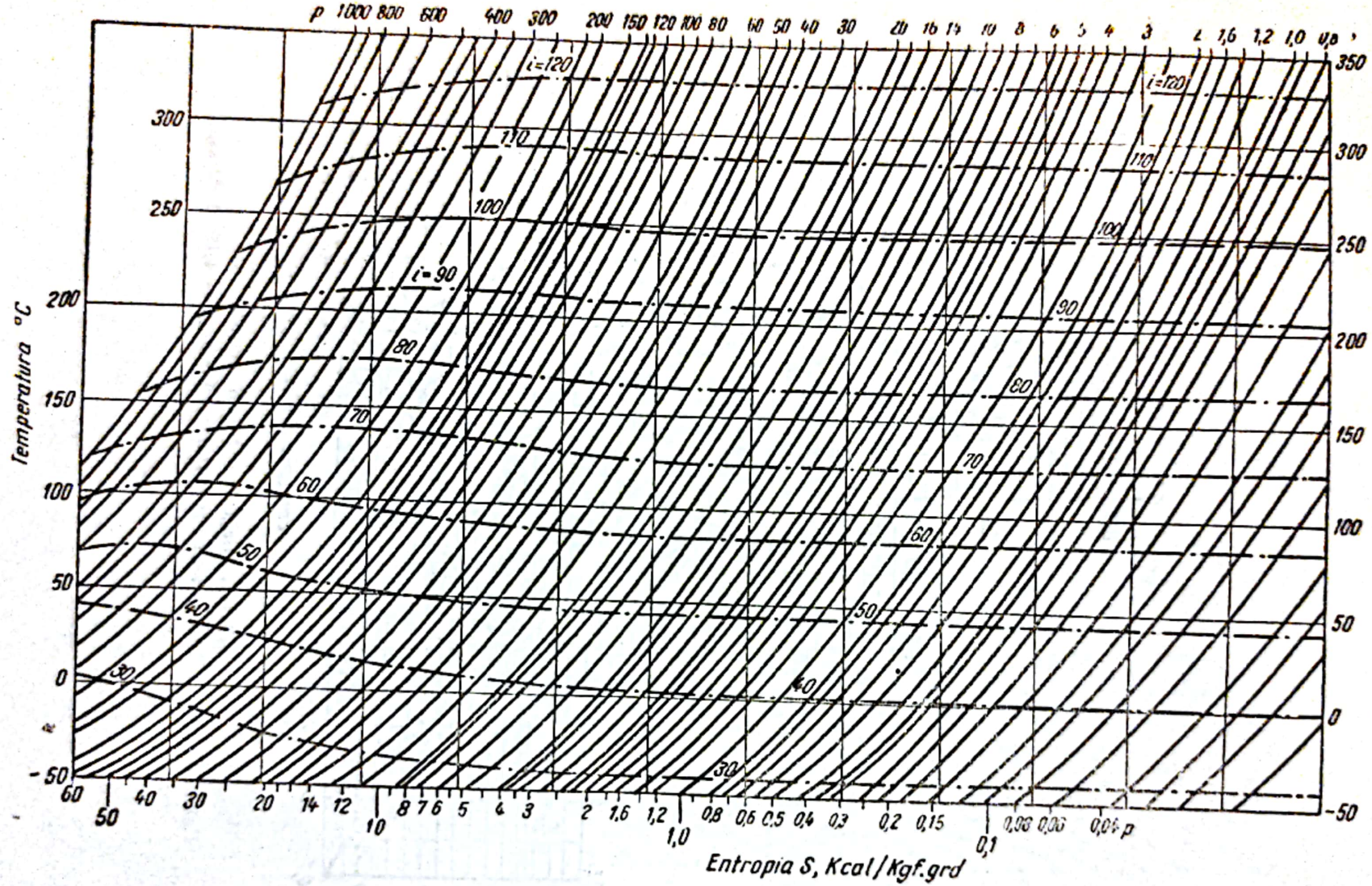


Fig. XXXIV. Diagrama $T - S$ pentru aer (temperaturi înalte).
Calculat în SI: 1 at = $98{,}1 \cdot 10^3$ N/m²; 1 kcal/kgf = $4{,}19 \cdot 10^3$ J/kg.

Scanned with OKEN Scanner

BIBLIOGRAFIE

Bibliografie generală

0-1. K a s a t k i n, A. G., *Osnovnîie proţessî i apparatî himiceskoi tehnologhii*. 7-e izd. Moskva, Goshimizdat, 1960.

0-2. P l a n o v s k i, A. N., N i k o l a e v, P. I., *Proţessî i apparatî himiceskoi i neftehimiceskoi tehnologhii*. Gostoptehizdat, 1960.

0-3. Ş a b a l i n, K. N., (red.), *Proţessî i apparatî himiceskoi tehnologhii*. (Kurs lecţii). Izd. Uralskogo politehniceskogo instituta, 1956.

0-4. P l a n o v s k i, A. N., R a m m, V. M., K a g a n, S.Z., *Proţessî i apparatî himiceskoi tehnologhii* (2-e izd.). Moskva, Goshimizdat, 1962.

0-5. Ţ i b o r o v s k i, I., *Proţessî i apparatî himiceskoi tehnologhii*. Goshimizdat, 1958.

0-6. M c C a b e, W., S m i t h, J., *Unit Operation of Chemical Engineering*, New York, 1956.

0-7. C o u l s o n, J. M., R i c h a r d s o n, J. F., *Chemical Engineering*. Vol. I şi II. London, 1957 şi 1956.

0-8. C e r n o b î l s k i i, I. I., B o n d a r, A. G., G a e v s k i, B. A., G o r o d i n s k a i a, S. A., L a d i e v, R. I., T a n a n a i k o, I. M., M i r g o r o d s k i, V. T., *Maşinî i apparatî himiceskih proizvodstv*. 2-e izd. Maşghiz, 1961.

0-9. S t a b n i k o v, V. N., P o p o v, V. D., R e d k o, F. A., *Proţessî i apparatî pişcevîh proizvodstv*. Pişcepromizdat, 1959.

0-10. S k o b l o, A. I., T r e g u b o v a, I. A., E g o r o v, N. N., *Proţessî i apparatî neftepererabatîvaiuşcei i neftehimiceskoi promîşlennosti*. Moskva, Gostoptehizdat, 1962.

0-11. K u k, G. A., *Proţessî i apparatî molocinoi promîşlennosti* Vol. I şi II. Pişcepromizdat, 1955 şi 1960.

0-12. P i l a ř, A., *Chemické inženýrstvî*. Praha, 1959.

0-13. E l e n k o v, D., *Proţessî i apparatî v himiceskata promîşlenost*. Sofia, Dzrjavno izdatelstvo „Tehnika", 1962.

Scanned with OKEN Scanner

0-14. Bratu, E. A., *Operaţii şi utilaje în industria chimică.* Vol. I şi II. Bucureşti, Editura tehnică, 1960 şi 1961.
0-15. Vauck, W. R. A., Müller, H. A., *Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik.* Verlag Theodor Steinkopf, 1962.
0-16. Foust, A. S., Wenzel, L. A., Clump, C. W., Maus, L. Andersen, L. B., *Principles of Chemical Engineering.* New York, 1960.
0-17. Pilař, A., Ryba, M., Volák, Z., Pechoč, V., Koropecky, J., *Příklady Chemickoinženýrských Výpočtu.* Praha, 1959.
0-18. Romankov, P. G. (red.). *Rukovodstvo k prakticeskim zaniatiiam v laboratorii proţessov i apparatov himiceskoi tehnologhii.* 2-e izd. „Himiia", 1964.
0-19. Iablonski, P. A., *Posobie po kursovomu proektirovaniiu,* 2-e izd. LTI im. Lensoveta, 1961.
0-20. Guhman, A. A., *Vvedenie v teoriiu podobiia.* Izd. „Visşaia şkola", 1963.
0-21. Braines, I. M. *Podobie i modelirovanie v himiceskoi i neftehimiceskoi tehnologhii.* Gostoptehizdat, 1961.
0-22. Dolejalik, V. *Podobie i modelirovanie v himiceskoi tehnologhii.* Gostoptehizdat, 1960.
0-23. Batuner, L. M., Pozin, M. E., *Matematiceskie metodi v himiceskoi tehnike.* 4-e izd. Goshimizdat, 1963.
0-24. *Spravocinik himika.* Vol. I , II şi III. Goshimizdat, 1952, 1962 şi 1963.
0-25. Perry, J., *Chemical Engineerings Handbook,* III ed. New York, 1950.
0-26. Rid, R., Şervud, T., *Svoistva gazov i jidkostei.* Gostoptehizdat, 1964.
0-I. *Manualul inginerului chimist.* Vol. I. Bucureşti, Editura tehnică, 1951.
0-II. *Manualul inginerului chimist.* Vol. II. Bucureşti, Editura tehnică, 1952.
0-III. *Manualul inginerului chimist.* Vol. III. Bucureşti, Editura tehnică, 1953.
0-IV. *Manualul inginerului chimist.* Vol. IV. Bucureşti, Editura tehnică, 1954.

CAPITOLUL I

Bazele hidraulicii

1-1. Prandtl, L. *Ghidroaeromehanika,* IL, 1949.
1-2. Frenkel, N. Z., *Ghidravlika.* 2-e izd., Gosenergoizdat, 1956.
1-3. Leviţi, V. G., *Fiziko-himiceskaia ghidrodinamika.* 2-e izd., Fizmatgiz, 1959.
1-4. Romankov, P. G., *Ghidravliceskie proţesst himiceskoi tehnologhii.* Goshimizdat, 1948.

1-5. Kutateladze, S. S., Stirikovici, M. A., *Ghidravlika gazojidkostnih sistem.* Gosenergoizdat, 1958.
1-6. Baklanov, N. A., *Transportirovka jidkostei v himiceskih proizvodstvah.* Maşghiz, 1962.
1-7. Idelcik, I. E., *Sparvocinik po ghidravliceskim soprotivleniiam.* Gosenergoizdat, 1960.
1-8. *Spravocinik maşinostroitelea.* Vol. II. Maşghiz, 1960.

CAPITOLUL II

Pompe. Ventilatoare. Compresoare

2-1. Esman, I. G., *Nasosi.* 3-e izd. Gostoptehizdat, 1954.
2-2. Kantorovici, B. V., *Nasosi, compressori i vozduhoduvnie maşini.* Metallurgizdat, 1956.
2-3. Kiselev, V. I., *Nasosi, kompressori, vozduhoduvki.* Metallurgizdat, 1961.
2-4. Cerkasski, V. M., Romanova, T. M., Kaul, R. A., *Nasosi, kompressori, ventileatori.* Gosenergoizdat, 1962.
2-5. Kalinuşkin, M P., *Ventileatornie ustanovki.* 4—3 izd. Izd. MKH R.S.F.S.R., 1956.
2-6. *Nasosi, Katalog-spravocinik.* Maşghiz, 1959.
2-7. Risin, S. A., *Ventiliaţionnie ustanovki maşinostroitelnih zavodov, Spravocinik.* Maşghiz, 1956.

CAPITOLUL III

Metode hidromecanice de separare. Hidrodinamica stratului fluidizat. Amestecarea în mediu lichid

3-1. Leaşcenko, P. V., *Gravitaţionnie metodi obogaşceniia.* Gostoptehizdat, 1940.
3-2. Montvid, A. E., *Mnogokamernie sgustiteli v proizvodstve glinozema.* Metallurghizdat, 1952.
3-3. Olevski, V. A., *Konstrukţii i rasciot mehaniceskih klassifikatorov i ghidroţiklonov.* Gosgortehizdat, 1960.
3-4. Povarov, A. I. *Ghidroţiklonl.* Gosgortehizdat, 1961.
3-5. Ujov, V. N., *Ocistka othodiaşcih promîşlennih gazov.* Goshimizdat, 1959.
3-6. Gordon, G. M., Peisahov, I. L., *Pileulavlivanie i ocistka gazov,* Metallurghizdat, 1958.
3-7. Pozin, M. E., Muhlenov, I. P., Tarat, E. I., *Pennie gazoocistiteli, teploobmenniki i absorberi.* Goshimizdat, 1959.
3-8. Boguslavski, N. M., Melik-Ahnazarov, T. H., *Psevdoojijenie v himiceskoi tehnologhii.* GOSINTI, 1960.
3-9. Otmer, D. (red.). *Professi v kipeaşcem sloe.* Gostoptehizdat, 1958.
3-10. Leva, M. *Psevdoojijenie.* Gostoptehizdat, 1961.
3-11. Beranek, I., Sokol, D., *Tehnika psevdoojijenia.* Gostoptehizdat, 1962.
3-12. Zabrodski S. S., *Ghidrodinamika i teploobmen v psevdoojijennom sloe.* Gosenergoizdat, 1963.

Scanned with OKEN Scanner

3-13. Mint, D. M., Şubert, S. A., *Ghidravlika zernistîh materealov*. Izd. MKH, R.S.F.S.R., 1955.
3-14. Jujikov, V. A., *Filtrovanie, teoriia i praktika razdeleniia suspenzii*. Goshimizdat, 1961. Vezi şi traducerea în limba română: *Filtrarea*. Bucureşti, Editura tehnică, 1962.
3-15. Sokolov, V. I., Şkoropad, D. E., *Avtomaticeskie i neprerivnodeistvuiuşcie ţentrifughi*. Maşghiz, 1954.
3-16. Sokolov, V. I., *Promîşlennie ţentrifughi*. Maşghiz, 1961.
3-17. Kafarov, V. V., *Proţessî peremeşivaniia v jidkih sredah*. Goshimizdat, 1949.
3-18. Pavluşenko, I. S., Ianişevski, A. V., JPH, *31*, 1348 (1958); *32*, 1495 (1959).
3-19. Şterbacek, Z., Tausk, P., *Peremeşivanie v himiceskoi promîşlennosti*. Goshimizdat, 1965.

CAPITOLUL IV

Transmiterea căldurii în aparatura chimică

4-1. Miheev, M. A., *Osnovî teploperedaci*. 3-e izd. Gosener goizdat, 1956.
4-2. Kutateladze, S. S., *Osnovî teorii teploobmena*. 2-e izd. Maşghiz, 1962.
4-3. Hobler, T., *Teploperedacea i teploobmenniki*. Goshimizdat, 1961.
4-4. Balaika, B., Sikora, K., *Proţessî teploobmena v apparatah himiceskoi promîşlennosti*. Maşghiz, 1962.
4-5. Greber, G., Erk, S., Grigul, U., *Osnovî uceniia o teploobmene*. IL, 1958.
4-6. Iakob, M., *Vopros teploperedaci*. 1960.
4-7. Cecetkin, A. V., *Vîsokotemperaturnie teplonositeli*. 2-e izd. Gosenergoizdat, 1962.
4-8. Dolinin, N. P., *Ustanovki dlea nagreva himiceskoi apparaturî vîsokotemperaturnîmi organiceskimi teplonositeleami*. Maşghiz, 1963.
4-9. Egorov, N. N., *Ohlajdenie gaza v skrubberah*. Goshimizdat, 1954.
4-10. Krasnoşcekov, E. A., Suhomel, A. S., *Zadacinik po teploperedace*. Gosenergoizdat, 1963.
4-11. Kutateladze, S. S., Borişanski, V. M., *Spravocinik po teploperedace*. Gosenergoizdat, 1959.
4-12. Gherasimov, S. G., (red.). *Teplotehniceskii spravocinik*. Gosenergoizdat, 1957.
4-13. Vargaftik, N. B., (red.). *Teplofiziceskie svoistva veşcestv. Spravocinik*. Gosenergoizdat, 1963.
4-1. Davidescu, Al., Mucica, H., *Schimbul de căldură în instalaţiile industriale*. Bucureşti, Editura tehnică, 1964.

Scanned with OKEN Scanner

CAPITOLUL V

Evaporarea. Cristalizarea

5-1. Tişcenko, I. A., *Teoriia i rasciot mnogokorpusnogo viparnogo apparata.* MIHM, 1938.

5-2. Cernobilski, I. I., *Viparnie ustanovki.* Izd. Kievskogo universiteta, 1960.

5-3. Kicigin, N. A., Kostenko, T. G., *Teploobmennie apparati i viparnie ustanovki.* Gosenergoizdat, 1955.

5-4. Stabnikov, V. N., *Ispolzovanie vtoricinogo para v pişcevoi promîşlennosti.* Ghizlegpişceprom U.S.S.R., 1953.

5-5. Planovski, A. N., Nikolaev, P. I., *Tipovoi rasciot trehkorpusnoi viparnoi ustanovki.* MIHM, 1954.

5-6. Nepenin, I. N., *Profess i apparati himiceskoi tehnologhii, Rukovodstvo k kursovomu proektirovaniiu.* VZLI, 1956.

5-7. Math, G., *Die Kristallisation in der Verfahrenstechnik.* Berlin, 1954.

CAPITOLUL VI.

Uscarea

6-1. Likov, A. V., *Teplo i massoobmen v profess sușki.* Gosenergoizdat, 1956.

6-2. Lure, M. I., *Sușilnoe delo.* 3-e izd. Gosenergoizdat, 1948.

6-3. Lebedev, P. D., *Rascet i proektirovanie sușilnih ustanovok.* Gosenergoizdat, 1963.

6-4. Ghinzburg, A. S., *Sușka pișcevih produktov.* Pișcepromizdat, 1960.

6-5. Krișer, O., *Naucinie osnovi tehniki sușki.* IL, 1961.

6-6. Fedorov, I. M., *Teoriia i rasciot profess sușki vo vzveșennom sostoianii.* Gosenergoizdat, 1955.

6-7. Romankov, P. G., Rașkovskaia, N. B., *Sușka v kipeașcem sloe.* Izd. „Himiia", 1964.

6-8. Levin, D. M., *Termodinamiceskaia teoriia i rascet sușilnih ustanovok.* Pișcepromizdat, 1958.

6-9. Likov, M. V., *Sușka raspîleniem.* Pișcepromizdat, 1955.

6-10. Lebedev, P. D., *Sușka infrakrasnîmi luceami.* Gosenergoizdat, 1955.

6-11. Kröll, K., *Trocknen und Trocknungsverfahren.* Berlin, 1959.

6-I. Dăscălescu, A., *Uscarea și aplicațiile ei industriale.* București, Editura tehnică, 1964.

CAPITOLUL VII.

Distilare. Rectificare. Absorbție

7-1. Kafarov, V. V., *Osnovi massoperedaci.* Izd. „Visșaia școla", 1962.

7-2. Hobler, T., *Massoperedacea i absorbția.* Izd. „Himiia", 1964.

7-3. Kirschbaum, E., *Destillier und Rektifiziertechnik.* Vol. III, Aufl. Berlin, 1960.

7-4. Ghelperin, N. I., *Distiliația i rektifikația.* Goshimizdat, 1947.

Scanned with OKEN Scanner

7-5. Bagaturov, S. A., *Teoriia i rascet peregonki i rektifikaţii*. Gostoptehizdat, 1961.
7-6. Stabnikov, V. N., *Peregonka i rektifikaţiia spirta*. Pişcepromizdat, 1962.
7-7. Ramm, V. M., *Absorbţionnie proţessi v himiceskoi promtşlenosti*, Goshimizdat, 1951.
7-8. Sherwood, T., Pigford, R., *Absorbtion and Extraction*. New York, 1952.
7-9. Kasatkin, A. G., Planovski, N. A., Cehov, O. S., *Rascet tarelceatih rektifikaţionnih i absorbţionih apparatov*. Standartghiz, 1961.
7-10. Kogan, V. B., *Azeotropnaia i ekstraktivnaia rektifikaţiia*. Goshimizdat, 1961.
7-11. Kogan, V. B., Fridman, V. M., *Spravocinik po ravnovesiu mejdu jidkostiu i parom v binarnih i mnogokomponentnh sistemah*. Goshimizdat, 1957.
7-I. Robu, V. I., *Distilare-fracţionare*. Bucureşti, Editura tehnică, 1963.

CAPITOLUL VIII

Adsorbţia

8-1. Dubinin, M. M., *Fiziko-himiceskie osnovi sorbţionnoi tehniki*. Goshimizdat, 1932.
8-2. Timofeev, D. P., *Kinetika adsorbţii*. Izd. An S.S.S.R. 1962.
8-3. Serpionova, E. N., *Promtşlennaia adsorbţiia gazov i parov*. Goshimizdat, 1956.
8-4. Nikolaevski, K. M., *Proektirovanie rekuperaţii letucih rastvoritelei s adsorberami periodiceskogo deistviia*. Oboronghiz, 1961.
8-5. Mantell, C. L., *Adsorption*, New York, 1951.

CAPITOLUL IX

Extracţia

9-1. Ziulkovski, Z., *Jidkostnaia ekstrakţiia v himiceskoi promtşlennosti*. Goshimizdat, 1963.
9-2. Treybal, R., *Mass-Transfer Operations*. New York, 1955.
9-3. Treybal, R., *Liquid Extraction*. New York, 1964.
9-4. *Jidkostnaia ekstrakţiia. Sbornik statei pod red.* A. G. Kasatkina. Goshimizdat, 1958.
9-5. Alders, L., *Jidkostnaia ekstrakţiia*, IL, 1957.
9-I. Soare, S., Precup, I., Taran, C., *Extracţia lichid-lichid*. Bucureşti, Editura tehnică, 1963.

CAPITOLUL X

Răcirea moderată şi înaintată

10-1. Rozenfeld, L. M., Tkacev, A. G., *Holodilnie maşini i apparati*. 2-e izd. Gostorghizdat, 1960.
10-2. Komarov, N. S., *Holod*. 5-e izd. Ghizlegpişceprom, 1953.

Scanned with OKEN Scanner

10-3. Gherş, S. I., *Glubokoe ohlajdenie*. „Sovetskaia nauka", partea I, 1947; partea a II-a, 1949.

10-4. Fastovski, V. G., *Razdelenie gazovîh smesei*. Gostehizdat, 1947.

10-5. Rozenfeld, L. M., Tkacev, A. G., Gurevici E. S., *Primeri i rascelt holodilnih maşin i apparatov*. Gostorghizdat, 1960.

10-6. *Holodilnaia tehnika. Enciklopediceskii spravocinik*. Vol. I şi II, Gostorghizdat, 1960 şi 1961.

10-7. Komarov, N. S., *Spravocinik holodilşcika*. Maşghiz, 1962.

10-8. Malkov, M. P., Danilov, I. B., Zeldovici A. G., Fradkin, A. B., *Spravocinik po fiziko-tehniceskim osnovam glubokogo ohlajdenia*. Gosenergoizdat, 1963.

10-9. Ghelperin, N. I., (red.). *Spravocinik po razdeleniiu gazovîh smesei metodom glubokogo ohlajdeniia*. Goshimizdat, 1953.

Red. responsabil : Ing. PAVEL ALEXANDRU
Tehnoredactor : PRUȘAN TAMARA

Dat la cules 15.06.1966. Bun de tipar 29.X.1966. Apărut 1966. Tiraj 2500+130 leg. 1/2 pînză. Hîrtie tip I a 80 g/m², 16/70×100. Coli editoriale 43,915. Coli de tipar 43, planșe 3. Plan 2112 A 18473 C. Z. pentru bibliotecile mari 66.02 (075.8) C. Z. pentru bibliotecile mici 66.

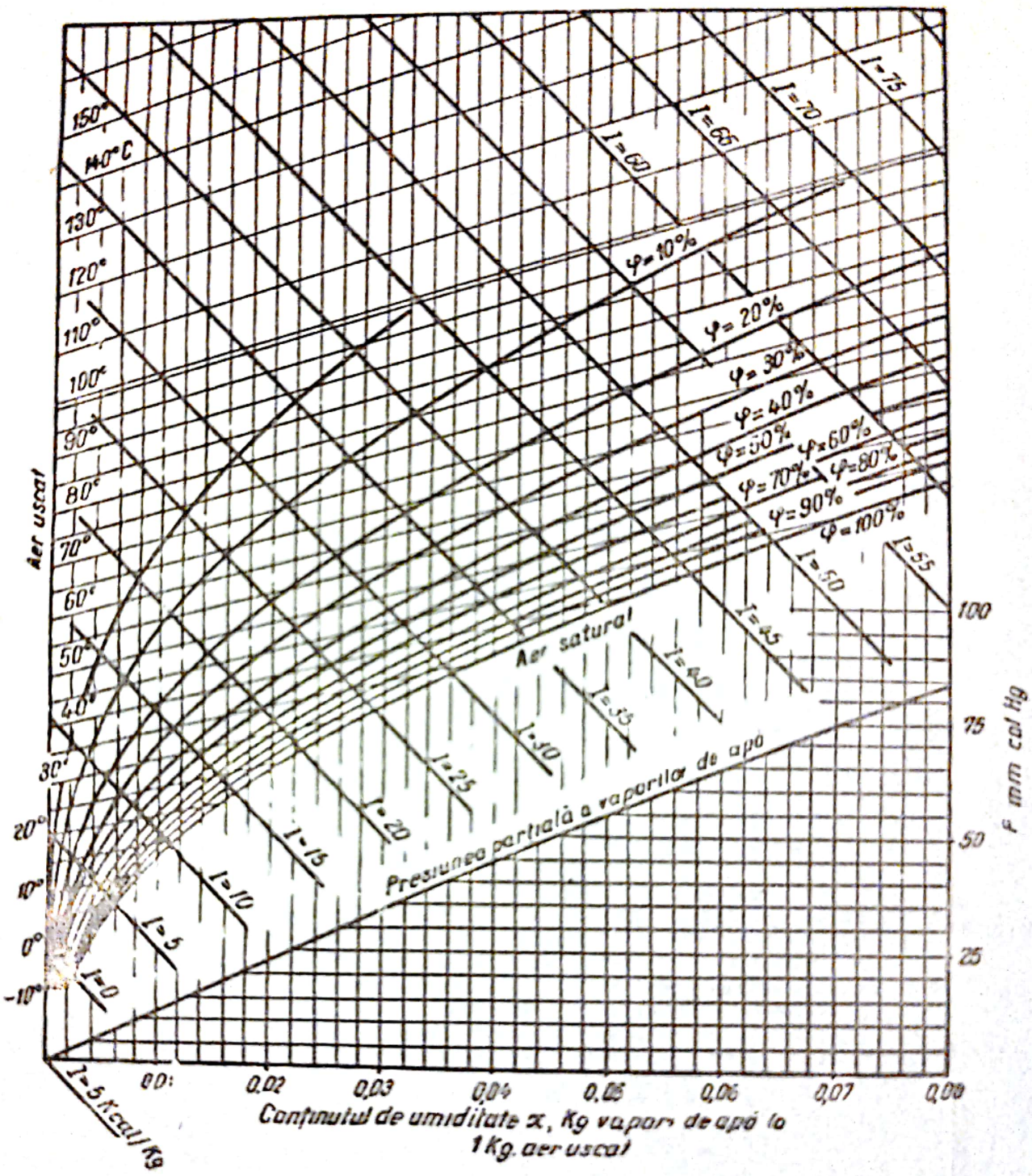
Întreprinderea Poligrafică „13 Decembrie 1918". Str. Grigore Alexandrescu nr. 93—95, București
Republica Socialistă România
Comanda nr. 3555

Scanned with OKEN Scanner

ERATĂ

Pagina	Rîndul Formula Tabela	În loc de:	Se va citi:
13	rîndul 10 din coloana SI	kmol* / m.² h. (unit. forță motoare)	kmol* / m². s. (unit. forță motoare)
43	Formula (1—55 *a*)	$= \frac{4w_f d_{ech} \rho_g}{\eta_g \sigma}$	$= \frac{4w_f \rho_g}{\eta_g \sigma}$
96	Formula (2—11)	$N = \frac{V\Delta_p}{1000}$	$N = \frac{V\Delta_p}{1000\,\eta}$
138	Formula (3—46)	$\Delta\rho_{st} =$	$\Delta p_{st} =$
182	Rîndul 1 de jos	$= \frac{d\rho_m \rho}{\eta_m^2} =$	$= \frac{d\rho_m \sigma}{\eta_m^2} =$
267	Rîndul 3 de sus	5 900 kcal/m².h	59 000 kcal/m².h
279	Rîndul 3 de sus	Aerul circulă prin țevi de încălzire prin...	Aerul circulă prin țevi, aburul de încălzire prin..
280	Rîndul 21 de jos	24 at	4 at
284	Tabela 4—13 Coloana 4 Rîndul 2	0,6	16,6
287	Rîndul 19 de sus	N. s/m²	10^{-7} N. s/m²
347	Rîndul 2 de jos	$I_1 + I_2$	$I_1 = I_2$
621	Tabela XIV Coloana 3 Rîndul 3 de jos	12	13
635	Tabela XXXVIII Coloana 4 Rîndul 2 de jos	28,33	28,35
651	Tabela LVI Coloana 3 Rîndul 11 de sus	$= 4{,}1868.10^3$	$= 4{,}1868.10^4$

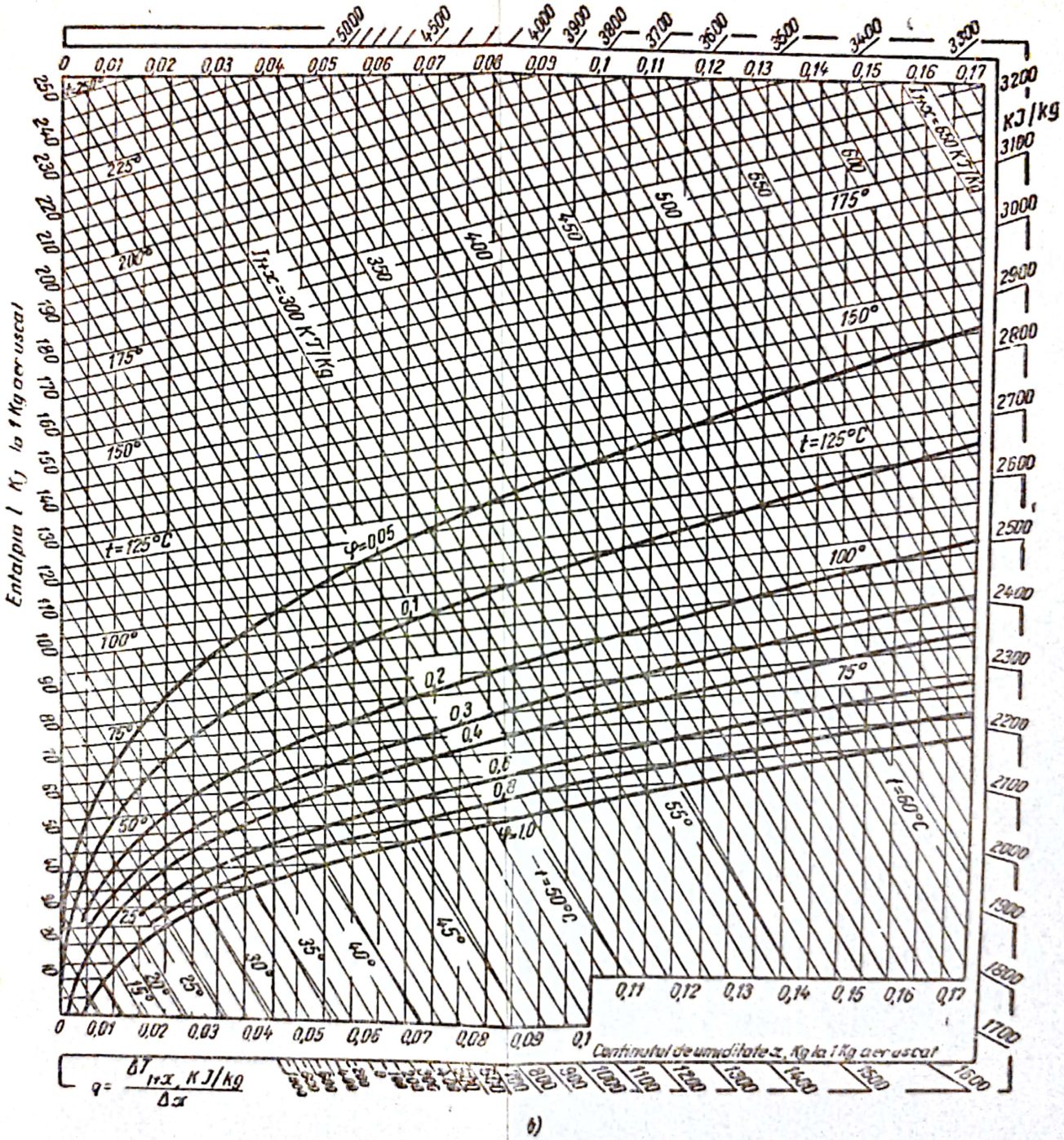
Scanned with OKEN Scanner



a)

Fig. (6—1 a, b) —

Scanned with OKEN Scanner



b)

1 a, b) — Diagrama Ramzin pentru aer umed

Scanned with OKEN Scanner

a) b)

Fig. (6–1 a, b) — Diagrama Ramzin pentru aer umed

Scanned with OKEN Scanner

Denumirea	Formula	Densitatea la 0°C și 760 mm Hg, kg/m³	Masa molară	Constanta g
				$\frac{J}{kg \cdot grd}$
Azot	N_2	1,25	28	297
Amoniac	NH_3	0,77	17	488
Argon	Ar	1,78	39,9	209
Acetilenă	C_2H_2	1,171	26,0	320
Benzen	C_6H_6	—	78,1	106
n-Butan	C_4H_{10}	2,673	58,1	143
Aer	—	1,293	(29,0)	287
Hidrogen	H_2	0,0899	2,02	4 130
Heliu	He	0,179	4,0	2 080
Bioxid de azot	NO_2	—	46,0	181
Bioxid de sulf	SO_2	2,93	64,1	130
Bioxid de carbon	CO_2	1,98	44,0	189
Oxigen	O_2	1,429	32	260
Metan	CH_4	0,72	16,0	519
Oxid de carbon	CO	1,25	28,0	297
Pentan normal	C_5H_8	—	72,2	115
Propan	C_3H_8	2,02	44,1	189
Propilenă	C_3H_6	1,91	42,1	198
Hidrogen sulfurat	H_2S	1,54	34,1	244
Clor	Cl_2	3,22	70,9	117
Clorură de metil	CH_3Cl	2,3	50,5	165
Etan	C_2H_6	1,36	30,1	277
Etilenă	C_2H_4	1,26	28,1	297

Scanned with OKEN Scanner

Proprietățile fizice principale ale unor gaze

Constanta gazelor		Căldura specifică la 20°C și $p = 1$ ata				$k = \frac{c_p}{c_v}$	Viscozitatea la 0°C și $p = 1$ ata			la
$\frac{J}{kg \cdot grd}$	$\frac{kgf \cdot m}{kgf \cdot grd}$	$\frac{J \cdot 10^{-3}}{kg \cdot grd}$		$\frac{kcal}{kgf \cdot grd}$			$\frac{N \cdot s}{m^2} \cdot 10^5$	micropoise (10^{-3} poise)	Constanta C din ecuația (1-12)	
		c_p	c_v	c_p	c_v					
297	30,3	1,05	0,746	0,250	0,178	1,40	17	170	114	—
488	49,8	2,22	1,68	0,53	0,40	1,29	9,18	91,8	626	—
209	21,3	0,53	0,323	0,127	0,077	1,66	20,9	209	142	—
320	32,6	1,68	1,36	0,402	0,323	1,24	9,35	93,5	198	—
106	10,9	1,25	1,140	0,299	0,272	1,1	7,2	72	—	—
143	14,6	1,92	1,80	0,458	0,414	1,108	8,1	81,0	377	—
287	29,3	1,01	0,721	0,241	0,172	1,40	17,3	173	124	—
4 130	421	14,3	10,140	3,4	2,42	1,407	8,42	84,2	73	—
2 080	212	5,28	3,18	1,260	0,760	1,66	18,8	188	78	—
181	18,4	0,804	0,62	0,192	0,147	1,31	—	—	—	—
130	13,2	0,633	0,503	0,151	0,120	1,25	11,7	117	396	—
189	19,3	0,838	0,654	0,200	0,156	1,30	13,7	137	254	—
260	26,5	0,913	0,654	0,218	0,156	1,40	20,3	203	131	—
519	52,9	2,23	1,70	0,531	0,406	1,31	10,3	103	162	—
297	30,3	1,05	0,754	0,250	0,180	1,40	16,6	166	100	—
115	11,8	1,72	1,58	0,41	0,376	1,09	8,74	87,4	—	—
189	19,3	1,87	1,65	0,445	0,394	1,13	7,95(18°)	79,5(18°)	278	—
198	20,2	1,63	1,44	0,390	0,343	1,17	8,35(20°)	83,5(20°)	322	—
244	24,9	1,060	0,804	0,253	0,192	1,30	11,66	116,6		—
117	12,0	0,482	0,355	0,115	0,085	1,36	12,9(16°)	129(16°)	351	—
165	16,8	0,742	0,582	0,177	0,139	1,28	9,89	98,9	454	—
277	28,2	1,73	1,45	0,413	0,345	1,20	8,5	85,0	287	—
297	30,3	1,53	1,26	0,365	0,292	1,20	9,85	98,5	241	—

Scanned with OKEN Scanner

Tabela IV

e ale unor gaze

Viscozitatea la 0°C și $p = 1$ ata			Temperatura de fierbere la 760 mm Hg, °C	Căldura de vaporizare la 760 mm Hg		Punctele critice		Conductivitate la 760 mm Hg și 0°C	
$\frac{N \cdot s}{m^2} \cdot 10^6$	micropoise (10^{-6} poise)	Constanta C din ecuația (1-12)		kcal/kgf	$\frac{J}{kg} \cdot 10^{-3}$	Temperatura, °C	Presiunea, ata	W / m·grd.	kcal / mh·grd.
17	170	114	−195,8	47,57	199,4	−147,1	33,49	0,0228	0,0196
9,18	91,8	626	— 33,4	328	1 374	+ 132,4	111,5	0,0215	0,0185
20,9	209	142	−185,9	38,9	163	−122,4	48,00	0,0173	0,0149
9,35	93,5	198	— 83,7 (sublimat)	198	830	— 35,7	61,6	0,0184	0,0158
7,2	72	—	+ 80,2	94	394	−288,5	47,7	0,0088	0,0076
8,1	81,0	377	— 0,5	92,3	387	−152	37,5	0,0135	0,0116
17,3	173	124	−195	47	197	—140,77	37,2	0,0244	0,021
8,42	84,2	73	−252,8	108,5	455	−239,9	12,80	0,163	0,140
18,8	188	78	−268.9	4,66	19,5	−268,0	2,26	0,144	0,124
—	—	—	+ 21,2	170,0	712	+ 158,2	100,00	0,0400	0,0344
11,7	117	396	— 10,8	94	394	+ 157,5	77,78	0,0077	0,0066
13,7	137	254	— 78,2 (sublimat)	137	574,0	— 31,1	72,9	0,0137	0,0118
20,3	203	131	−183,0	50,92	213	−118,8	49,71	0,0240	0,0206
10,3	103	162	−161,6	122	511	— 82,15	45,6	0,0300	0,0258
16,6	166	100	−191,5	50,5	212	−140,2	34,53	0,0226	0,0194
8,74	87,4	—	+ 36,1	86	360	−197,1	33,0	0,0128	0,0110
7,95(18°)	79,5(18°)	278	— 42,1	102	427	— 95,6	43	0,0148	0,0127
8,35(20°)	83,5(20°)	322	— 47,7	105	440	+ 91,4	45,4	—	—
11,66	116,6		— 60,2	131	549	+ 100,4	188,9	0,0131	0,0113
12,9(16°)	129(16°)	351	— 33,8	72,95	306	+ 144,0	76,1	0,0072	0,0062
9,89	98,9	454	— 24,1	96,9	406	+148	66,0	0,0085	0,0073
8,5	85,0	287	— 88,50	116	486	— 32,1	48,85	0,0180	0,0155
9,85	98,5	241	—103,7	115	482	+ 9,7	50,7	0,0164	0,141

Scanned with OKEN Scanner